10

Comptes Rendus
Proceedings

10e Symposium sur le traitement des eaux usées
10th Symposium on wastewater treatment

10e ANNIVERSAIRE
10th ANNIVERSARY

AQTE

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement

Société québécoise d'assainissement des eaux

Environnement Canada

Environment Canada

88-01164/

PROCEEDINGS

COMPTES RENDUS

10th Symposium on Wastewater Treatment

10e Symposium sur le traitement des eaux usées au Canada

November 10-11, 1987
Hôtel Méridien
Montréal

10 et 11 novembre 1987
Hôtel Méridien
Montréal

Gouvernement du Québec
Ministère de l'Environnement
5199, rue Sherbrooke est
Edifice "A", bureau 4800
Montréal (Québec)
H1T 3X3

Association québécoise des
techniques de l'eau
6290, rue Périnault
Bureau 2
Montréal (Québec)
H4K 1K5

Société québécoise d'assainissement
des eaux
1055 boul. Dorchester est
10e étage
Montréal (Québec)
H2L 4S5

Environment Canada
Conservation and Protection
Ottawa, Ontario
K1A 0H3

Environnement Canada
Conservation et Protection
Ottawa (Ontario)
K1A 0H3

NOTICE

The materials and information contained herein are published in the exact form as presented to the sponsors by the conference speakers. Any statements or views here presented are totally those of the speakers and are neither condoned nor rejected by the sponsors. Mention of trade names or commercial products does not constitute endorsement or recommendation for use.

AVIS

Les textes et renseignements contenus dans le présent rapport sont publiés tels qu'ils ont été présentés par les conférenciers à l'occasion de la conférence. Toutes les déclarations et opinions paraissant dans ce rapport sont celles des conférenciers; elles ne sont ni approuvées ni rejetées par les organisateurs. La mention de marques de commerce ou de produits commercialisés ne constitue ni une approbation ni une recommandation d'emploi.

© Minister of Supply and Services Canada 1987
Cat. No. En44-14/1987
ISBN 0-662-55485-X

© Ministre des Approvisionnements et Services Canada 1987
Nº de cat. En44-14/1987
ISBN 0-662-55485-X

PREFACE

The organizing committee of the 10th Symposium on Wastewater Treatment is extremely pleased to welcome you to this annual event. The constantly increasing success of this conference is the result of your continued support over the last ten years, and it has become a leading forum for the exchange of wastewater technology in Canada.

In addition, the degree of excellence in Technology transfer that the symposium has provided has gained international recognition.

The symposium is intended for scientists, engineers, technicians, plant operators and specialists working in research and the design and the operation of wastewater treatment facilities. The principal objective of this symposium is to promote the exchange of state-of-the-art expertise in the field of municipal and industrial wastewater treatment.

Guest speakers from a variety of specialties and countries will share their most recent experiences and improvements in the wastewater treatment field.

André Champoux
Ronald aloum
Lisette Provencher
Kamal Karasivan

PRÉFACE

Le comité d'organisation du 10ième Symposium sur le traitement des eaux usées est très heureux de vous souhaiter la plus cordiale des bienvenues à cet événement annuel. Le succès toujours croissant de cette conférence est le résultat de votre support constant durant les dix dernières années et qui a permis d'identifier le symposium comme étant la fine pointe du transfert technologique en matière de traitement des eaux usées au Canada.

De plus, le symposium a acquis une excellente réputation internationale grâce au degré supérieur d'échange scientifique qu'il a réussi à procurer.

Le symposium s'adresse aux chercheurs, ingénieurs, opérateurs, technologues et donc aux spécialistes dans les domaines de la recherche, de la conception de l'opération et de la gestion d'installations de traitement des eaux usées. ' e principal objectif du symposium est de promouvoir et de diffuser l'expertise des techniques du traitement des eaux usées domestiques et/ou industrielles.

Des spécialistes de plusieurs pays communiqueront le fruit de leurs expériences, de leurs connaissances et de leurs recherches dans le domaine du traitement des eaux usées.

Thérèse Drapeau
Denis Lapointe
Serge Rouleau
André irier

CONTENTS/MATIÈRES

SESSION I

PAGE

AUTOMATISMES ET CONTRÔLES DES STATIONS D'ÉPURATION/
CONTROL AND AUTOMATION OF WASTEWATER TREATMENT PLANTS

LE DÉVELOPPEMENT TECHNOLOGIQUE: UN VOLET ESSENTIEL D'UN PROGRAMME D'ASSAINISSEMENT DES EAUX/ TECHNOLOGY DEVELOPMENT: A KEY TO A WASTEWATER TREATMENT PROGRAM 1
Georges Mezzetta
Directeur régional
Environnement Canada

THE WAZU RESPIRATIONMETER - A BREAKTHROUGH IN AUTOMATION AND CONTROL FOR A WASTEWATER TREATMENT PLANT 3
Henri Spanjers, Abraham Klapwijk
Wageningen Agricultural University
Wageningen, the Netherlands

FULL SCALE INVESTIGATION OF SECONDARY SETTLER DYNAMICS 21
Doug J. Lumley, Peter Balmér
Chalmers University of Technology
Göteborg, Sweden

AUTOMATION IN WASTEWATER SYSTEMS-APPLICATIONS AND POSSIBILITIES 35
Gustaf Olsson
Lund Institute of Technology
Lund, Sweden

DYNAMICS AND CONTROL OF WASTEWATER TREATMENT PLANTS 49
John F. Andrews
Rice University
Houston, Texas, U.S.A.

SESSION II **PAGE**

**PROCÉDÉS DE TRAITEMENT DES EAUX USÉES/
WASTEWATER TREATMENT PROCESSES**

ÉLIMINATION DE LA POLLUTION PHOSPHORÉE PAR VOIE BIOLOGIQUE 53
PRINCIPE ET MISES EN OEUVRE INDUSTRIELLE
J.M. Audic*, M. Meganck*, G. Carrand**, C.M. Faup*
* Centre de recherche Lyonnaise des Eaux-Degrémont
Le Pecq, France
** Degrémont
Rueil Malmaison, France

PREDICTION OF STABILIZATION PONDS EFFLUENT QUALITY 67
Rodolfo Sáenz
CEPIS/PAHO/WHO
Lima, Perou

LE TRAITEMENT AÉROBIE THERMOPHILE AVEC RÉCUPÉRATION 83
SIMULTANÉE DE BIOMASSE PROTÉIQUE
S. Gariépy, D. Couillard, F.T. Tran
Université du Québec, INRS-EAU
Sainte-Foy (Québec)

ÉLÉMENTS DE CHOIX D'UN FLOCULANT POUR 93
CONDITIONNEMENT DES BOUES
B. Ben Rejeb*, M. Roques**, J.C. Cornier***
* Centre International de l'Eau de Nancy
Vandoeuvre, France
** École Nationale Supérieure des Industries Chimiques
Nancy, France
*** Omnium Traitement et Valorisation
Courbevoie, France

TOXICITÉ DES FLOCULANTS UTILISÉS POUR LA 103
DÉSHYDRATATION DES BOUES
R. van Coillie*, C. Thellen**, A. Dumouchel***
* Environnement Canada
Montréal (Québec)
** Ministère de l'Environnement du Québec
Sainte-Foy (Québec)
*** Technitrol-Eco-Recherches Canada
Pointe-Claire (Québec)

SESSION III **PAGE**

DÉCONTAMINATION-OPÉRATION/DECONTAMINATION-OPERATION

TRAITEMENT SUR PLACE D'EAU CONTAMINÉE PAR ULTRASORPTION 119
J. Paquin
Sanexen International Inc.
Anjou, Québec

TRAITEMENT DES EAUX DANS LA GESTION DES SOLS CONTAMINÉS À VILLE LASALLE DE 1983 À 1987 127
Jean-Jacques Caron
André Marsan & Associés Inc.
Montréal, Québec

RÉHABILITATION DE SERVICES MUNICIPAUX DANS LES MUNICIPALITÉS DU QUÉBEC: EXPÉRIENCE DE VILLE DE LAVAL 137
Normand Frenette, Pierre Dugré
Ville de Laval
Laval (Québec)

COST EFFECTIVE SLUDGE DEWATERING, TRANSPORT AND INCINERATION AT THE DUFFIN CREEK WATER POLLUTION CONTROL PLANT 153
A.F. Leitch
Regional Municipality of Durham
Durham, Ontario

SESSION IV PAGE

**TRAITEMENT DES EFFLUENTS INDUSTRIELS/
INDUSTRIAL WASTEWATER TREATMENT**

NOUVEAU PROCÉDÉ D'ÉLIMINATION ET DE RÉCUPÉRATION DE MÉTAUX IONISÉS DES EFFLUENTS INDUSTRIELS 159
Michel Laurin
Institut de recherche d'Hydro-Québec
Varennes (Québec)

TRAITEMENT INDUSTRIEL ANAÉROBIE DES SUBSTANCES COMPLEXES INCLUANT DES GLUCIDES, DES PROTÉINES ET DES LIPIDES 165
Roeland H. Peters, Claude Hade
Agropur Inc.
Notre-Dame-du-Bon-Conseil (Québec)

IMPORTANCE DE L'HYDRODYNAMIQUE DANS LA CONFIGURATION DES DIGESTEURS ANAÉROBIES 171
Réjean Samson
Conseil National de recherche Canada
Montréal (Québec)

CONCEPTION D'UN SYSTÈME DE TRAITEMENT ANAÉROBIE DES EFFLUENTS D'UNE USINE DE PÂTES ET PAPIERS À PARTIR DES RÉSULTATS D'UN ESSAI PILOTE 189
Robert A. Auger
Paques Lavalin
Montréal (Québec)

SESSION D'AFFICHE/POSTER SESSION

INDUSTRIAL WASTEWATER CYANIDE REMOVAL BY THE SO_2-AIR PROCESS 203
E.A. Devuyst, B.R. Conard
Inco Limited
Mississauga, Ontario

ANAEROBIC FILTER TREATMENT OF A SLAUGHTERHOUSE EFFLUENT 213
John Harrison, Hal Sommerstad
Environment Canada
Dr. T. Viraraghavan
University of Regina

THE EFFECT OF ACCLIMATION ON THE RESPONSE OF ACTIVATED SLUDGE TO 4-NITROPHENOL SHOCK LOADINGS 217
R. Yucel Tokuz
New Mexico University
Las Cruces, New Mexico, U.S.A.

	PAGE
PILOT-SCALE TESTS OF A HIGH-PERFORMANCE CLARIFIER FOR ACTIVATED SLUDGE MIXED LIQUOR P.J . Silveston, R.R. Hudgins University of Waterloo Waterloo, Ontario	227
LE CONTRÔLE DES PESTICIDES AU QUÉBEC: UN SURVOL Alain Lamarche Environnement Canada Montréal (Québec)	241
FONCTIONNEMENT D'UN RÉACTEUR SÉQUENTIEL AÉROBIE AVEC ENLÈVEMENT BIOLOGIQUE DE PHOSPHORE DANS L'INDUSTRIE LAITIÈRE Claude Hade, Roeland H. Peters Agropur Inc. Oka (Québec)	259
ANAEROBIC TREATMENT OF SLAUGHTERHOUSE WASTE WATER R.Y. Chen, R.T. Lin, C.Y. Chang EMRO Itri,Taiwan	271
PILOT PLANT APPLICATION OF AEROBIC SUBMERGED FIXED FILM BIOREACTORS IN THE TREATMENT OF PETROLEUM REFINERY EFFLUENTS M.F. Hamoda, A.A. Al-Haddad Kuwait University Kuwait	283

AUTOMATISMES ET CONTRÔLES DES STATIONS D'ÉPURATION

LE DÉVELOPPEMENT TECHNOLOGIQUE: UN VOLET ESSENTIEL D'UN PROGRAMME D'ASSAINISSEMENT DES EAUX

Georges Mezzetta
Directeur régional
Environnement Canada

Au cours des dernières années, le rythme des travaux d'assainissement des eaux usées s'est accéléré au Québec et des sommes importantes y furent consacrées. Le développement technologique apparaît comme un élément essentiel pour réduire les investissements et les dépenses reliés aux systèmes conventionnels d'assainissement.

Depuis 1986, les gouvernements fédéral et provincial ont accru leurs efforts consacrés au développement technologique dans l'assainissement. Les résultats obtenus furent très importants; de nouvelles technologies furent développées permettant d'améliorer l'efficacité et de réduire sensiblement les charges financières. Le développement technologique offre en plus des opportunités économiques majeures pour l'industrie québécoise de l'environnement, ces technologies et équipements nouveaux peuvent être facilement fabriqués au Québec et même être exportés. Les efforts de développement technologique doivent s'orienter surtout vers la lutte aux substances toxiques tout en générant des retombées économiques importantes pour le Québec.

LE PRÉSENT TEXTE N'EST QU'UN RÉSUMÉ

L'ARTICLE N'ÉTAIT PAS DISPONIBLE AU MOMENT D'ALLER SOUS PRESSE

CONTROL AND AUTOMATION OF WASTEWATER TREATMENT PLANTS

TECHNOLOGY DEVELOPMENT: A KEY TO A WASTEWATER TREATMENT PROGRAM

Georges Mezzetta
Regional Director
Environment Canada

In Quebec, the wastewater clean up projects have been accelerated and much money has been spent over the past 10 years. The development of new technologies appears to be a real factor in considering the reduction of investments and expenses related to conventional wastewater systems.

Since 1986, the federal and provincial governments have both increased their efforts in new technology development; successful results have been obtained to improve the efficiency and to reduce the cost of the systems. The breakthrough in technology represents a major opportunity for the Quebec environmental industry sector; manufacturing and consulting companies based in Quebec may produce and export equipment, technologies and know how. In the near future, new technology has to be oriented to control toxic materials in the environment with more economic fall out.

THE ABOVE PRESENTATION IS ONLY A RÉSUMÉ

PAPER UNAVAILABLE AT TIME OF PRINTING

THE WAZU RESPIRATIONMETER - A BREAKTHROUGH IN AUTOMATION AND CONTROL FOR A WASTEWATER TREATMENT PLANT

Henri Spanjers and Abraham Klapwijk
Department of Water Pollution Control
Wageningen Agricultural University
De Dreijen 12
6703 BC Wageningen
The Netherlands

ABSTRACT

The Short Term Oxygen Demand (STOD) of wastewater is a valuable parameter in describing the activated sludge process. For domestic wastewater of Bennekom the STOD is mainly caused by ammonia being oxidized by nitrifyers. Batchwise measurement of STOD with the Wazu Respirationmeter is possible, but still time (30 minutes) consuming. For automation and control of an activated sludge plant a Wazu Respiration Monitoring System is developed. In the paper two systems are described. With one of these it is possible to measure on-line 1) the respiration rate of the sludge in the aeration tank, 2) the endogenous respiration rate of activated sludge, 3) the maximum STOD-oxidizing rate of activated sludge, 4) the STOD of wastewater and of effluent. The usefulness of this information for automatic control of an activated sludge plant is discussed. This information is at least applicable for control of 1) oxygenation, 2) biomass activity in aeration tank, 3) wash out of activated sludge with effluent of the settler and 4) return sludge flow.

INTRODUCTION

At this moment reliable and simple monitoring instruments for automatic control of the activated sludge process are still lacking.
An important point is that the activated sludge process is described in terms as Chemical Oxygen Demand (COD), Biological Oxygen Demand (BOD_5) and Mixed Liquor (Volatile) Suspended Solids (MLVSS). These parameters are easily analysed in laboratory and it is tempting to develop on-line analytical instruments that produces values correlated with COD, BOD_5 and ML(V)SS. Another approach is to use a reliable and simple on-line instrument as the oxygen meter for monitoring. In this approach developing of new parameters describing the activated sludge process is the most important question.

In our research we have chosen for the last approach. Based on the oxygen sensor we have developed a continuous respirationmeter, the Wazu Respirationmeter* (Klapwijk & Spanjers, 1986; Spanjers & Klapwijk, 1986). This respirationmeter and its reliability is described by Klapwijk et al. (1987).

* patent pended

The first goal of this paper is to evaluate the Short Term Oxygen Demand as a wastewater parameter. Second goal is to present the Wazu Respiration Monitoring System for an activated sludge plant providing information about the most relevant parameters of the activated sludge process. We also discuss in which way this information can be used in (automatic) control of the activated sludge plant.

MATERIAL AND METHODS

Wazu Respirationmeter

The Wazu Respirationmeter (figure 1) is composed of a closed respiration vessel through which activated sludge is pumped from the system being monitored.

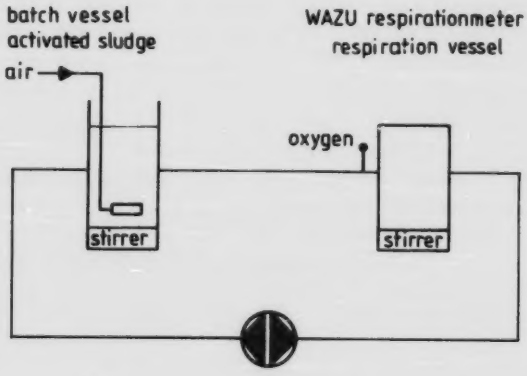


Figure 1: Schematic diagram of the Wazu Respirationmeter connected to a batch, activated sludge reactor

Dissolved oxygen is measured periodically in the inflow and in the outflow of the vessel with one oxygen sensor. This is realised in alternately changing the flow direction using a reversible pump (or valves). Assuming the vessel can be concerned as a continuously-stirred system, the respiration rate is calculated from the mass balance of oxygen:

$$V.(dS_o/dt) = Q.S_{oi}(t) - Q.S_o(t) - V.r(t) \qquad (1)$$

where: S_o = oxygen concentration in the outflow ($g.m^{-3}$)
S_{oi} = oxygen concentration in the inflow ($g.m^{-3}$)
V = volume of the vessel (m^3)
Q = activated sludge flow rate through the vessel ($m^3.h^{-1}$)
r = respiration rate ($g.m^{-3}.h^{-1}$)

For digital implementation of the respiration measurement equation (1) is integrated over one sampling interval T, assuming that S_o and S_{oi} are constant during this interval.

$$S_o(t) = A.S_o(t-1) + (1-A).S_{oi}(t-1) - (1-A).r(t-1)/a \qquad (2)$$

where: $a = Q/V$
$A = e^{-aT}$

The respiration rate is numerically solved in the calculation program.

The Wazu Respirationmeter is connected to a modular microprocessor system (Siemens SMP) which collects the dissolved oxygen concentration from a dissolved oxygen meter (WTW OXY 91), calculates the respiration rate and controls the activated sludge flow.

Activated sludge plant

The activated sludge plant (figure 2) is composed of an aeration tank (volume 1 m^3) and a settler.

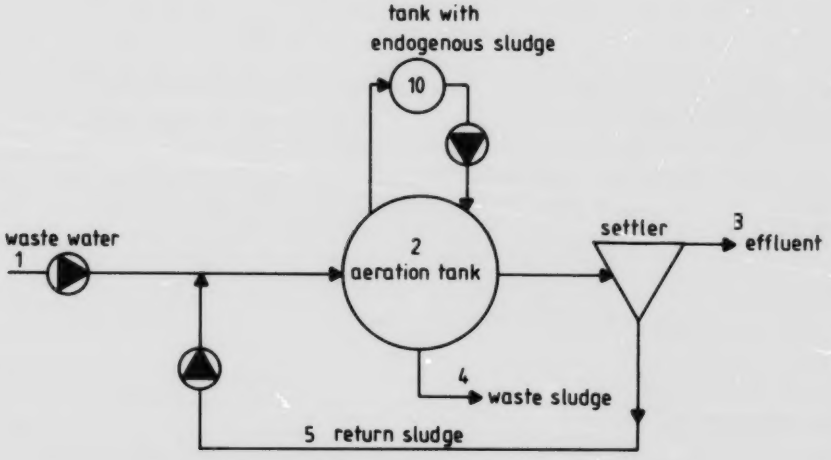


Figure 2: Schematic diagram of the activated sludge plant

The wastewater flow was 0.06 or 0.12 $m^3\ h^{-1}$ just as the return sludge flow. The waste sludge flow was 0.003 $m^3\ h^{-1}$. The mean wastewater characteristics of Bennekom were 0.49 kg COD m^{-3}, 0.065 kg N-Kjeldahl m^{-3} and 0.06 kg NH_4-N m^{-3}. The MLSS concentration in the aeration tank was kept at 3.5 - 4.5 kg m^{-3}. The activated sludge flow through the tank with endogenous sludge (volume 0.022 m^3) was 0.009 $m^3\ h^{-1}$.

Wazu Respiration Monitoring System

The Wazu Respiration Monitoring System for an activated sludge plant is presented in figure 3.

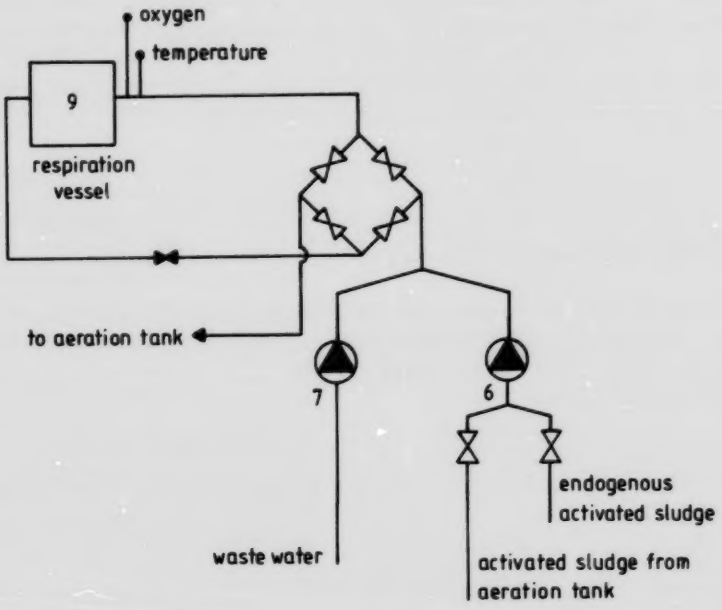


Figure 3: Schematic diagram of the Wazu Respiration Monitoring System for an activated sludge plant

In Figure 4 the Wazu Respiration Monitoring System is coupled to the activated sludge plant.

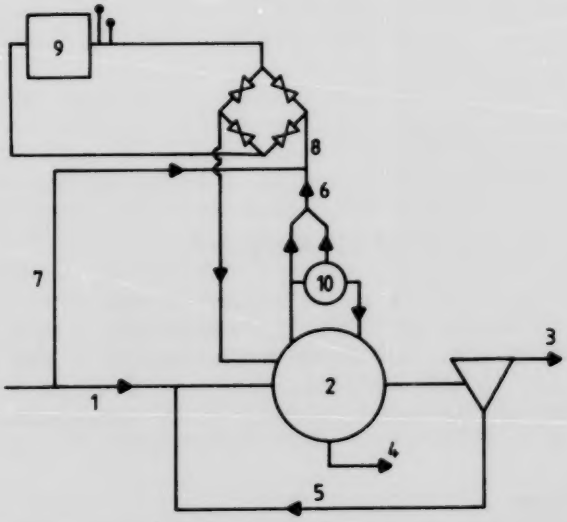


Figure 4: Schematic diagram of the Wazu Respiration Monitoring System coupled to an activated sludge plant

Parameters

Table 1 lists the symbols used for parameters and for units of the activated sludge plant and respiration monitoring system.

TABLE 1: LIST OF SYMBOLS

Subscripts are defined as follows:

1 wastewater inflow
2 aeration tank
3 effluent flow
4 waste sludge flow
5 return sludge flow
6 activated sludge flow to respiration vessel
7 wastewater flow to respiration vessel
8 combined flow of wastewater and activated sludge to respiration vessel
9 respiration vessel
10 tank with endogenous activated sludge

BOD_5	Biological Oxygen Demand over 5 days (g m^{-3})
COD	Chemical Oxygen Demand (g m^{-3})
MLSS	Mixed Liquor Suspended Solids (g m^{-3})
MLVSS	Mixed Liquor Volatile Suspended Solids (g m^{-3})
q	specific respiration rate (g kg^{-1} h^{-1})
q_N	specific N-removal rate (g kg^{-1} h^{-1})
Q	flow (m^3 h^{-1})
r	respiration rate (g m^{-3} h^{-1})
r_{end}	endogenous respiration rate: respiration rate of activated sludge without STOD (g m^{-3} h^{-1})
r_{max}	respiration rate of activated sludge with excess STOD (g m^{-3} h^{-1})
$r_{S,max}$	maximum oxidation rate of STOD ($r_{S,max} = r_{max} - r_{end}$) (g m^{-3} h^{-1})
r_S	actual oxidation rate of STOD ($r_S = r_2 - r_{end}$) (g m^{-3} h^{-1})
r_{sam}	respiration rate of sampled activated sludge from aeration tank (without addition of wastewater). (g m^{-3} h^{-1})
S	STOD concentration (g m^{-3})
S_o	oxygen concentration (g m^{-3})
S_{oi}	oxygen concentration inflow (g m^{-3})
STOD	Short Term Oxygen Demand (g m^{-3})
X	concentration Mixed Liquor (Volatile) Suspended Solids (kg m^{-3})
V	volume (m^3)

THE SHORT TERM OXYGEN DEMAND

Batch Measurement

Aerobic activated sludge in the endogenous phase of respiration utilizes oxygen at a uniform rate. Addition of a limited amount of biologically oxidizable substrate to activated sludge causes a temporary increase in the respiration rate. When the substrate has been utilized the respiration rate returns to a rate which is similar to or perhaps slightly greater than the initial, endogenous rate. The amount of oxygen used additional to the endogenous oxygen consumption is defined by Vernimmen et al. (1967) as Short Term Oxygen Demand (STOD).

The STOD of wastewater is a very important parameter in the aerobic wastewater treatment as it gives information about the amount of oxygen to be used in the aerobic tank as a result of addition of wastewater. The total amount of oxygen consumed in an activated sludge plant is composed of endogenous oxygen consumption plus short term oxygen consumption. Therefore prediction of oxygen consumption is possible from STOD-measurements of wastewater together with measurement of endogenous rate of oxygen consumption of the activated sludge.

A respirationmeter based on an oxygen sensor has been developed (Klapwijk & Spanjers, 1986; Spanjers & Klapwijk, 1986) for STOD-measurements. The Wazu Respirationmeter, connected with a batch reactor (figure 1) can be used for measurement of the endogenous respiration rate as well as the STOD. In the first case the batch reactor is filled with activated sludge from the plant and kept under the same conditions (pH, temperature) as in the plant itself. After some time the Wazu Respirationmeter indicates the endogenous respiration rate. The STOD is now measured by addition of a known volume of wastewater to the activated sludge in the batch reactor. As a result of the addition the respiration rate increases (figure 5) and after some time decreases to the same rate as before addition.

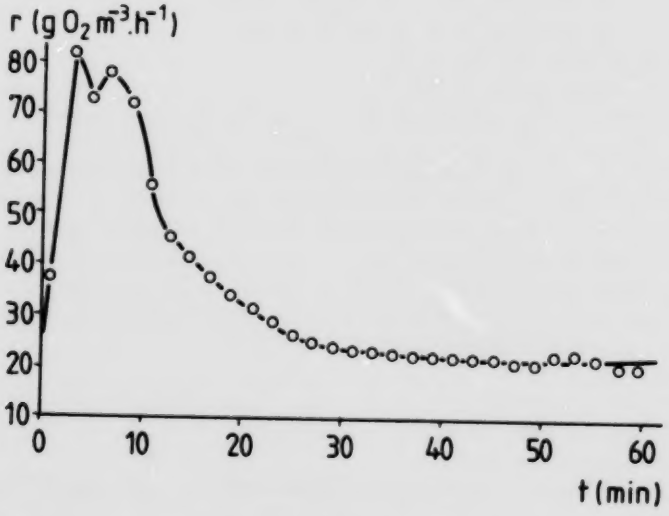


Figure 5: the respiration rate of activated sludge after addition of a known volume of wastewater (0.105 m^3 per m^3 activated sludge)

The STOD of the wastewater/activated sludge mixture (12.8 g m^{-3}) is calculated as the cumulative amount of oxygen consumed after subtracting the cumulative endogenous oxygen consumption (figure 6). The STOD of the wastewater used in the measurement of figure 5 was 135 g m^{-3} as 0.105 l wastewater was added to 1 l activated sludge.

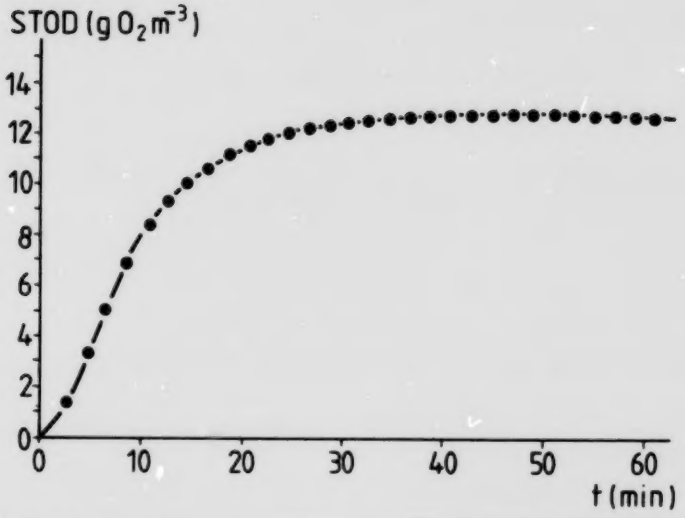


Figure 6: Cumulative oxygen consumption of wastewater/activated sludge mixture after subtracting cumulative endogenous oxygen consumption

Batch measurement of the STOD has however one drawback: it still takes 30 minutes before the measurement is completed. For practical application it would be useful if measurement time could be reduced to a shorter period.

The origin of STOD

There are two possibilities for the origin of biologically oxidizable substrate in the STOD measurement. The first is ammonia, in this case the oxygen consumption is caused by nitrifying bacteria. The second is organic substrate and then the oxygen consumption is caused by heterotrophic bacteria oxidizing a part of the organics.

In the experiment described in figure 5 nitrifying, activated sludge was used and thus at least the ammonia in the wastewater is oxidized. To examine if also organics are oxidized a new experiment with non-nitrifying activated sludge was carried out (figure 7). As can be seen in figure 7 addition of domestic wastewater did not change the respiration rate. Therefore we conclude that the organics in the Bennekom wastewater do not have a high oxidation rate. In our opinion the elimination of organics from the wastewater is a rapid physical process followed by biological oxidation at a low rate.

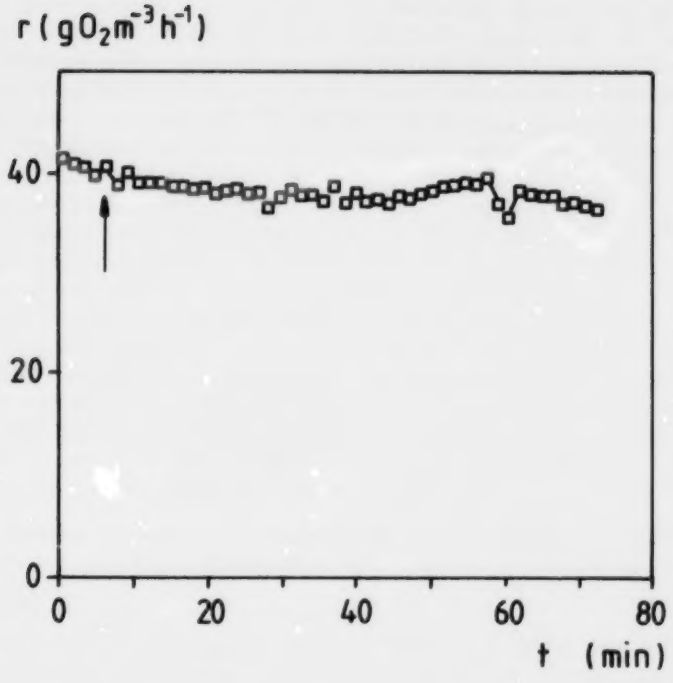


Figure 7: The respiration rate of non-nitrifying activated sludge after addition of domestic wastewater (↑)

WAZU RESPIRATION MONITORING SYSTEM

Batch measurement of the STOD of wastewater is time consuming and therefore undesirable for monitoring and automation of activated sludge plants. Therefore a respiration monitoring system was developed providing on-line information about the STOD of wastewater and respiration in the aeration tank of the activated sludge plant. In a respiration monitoring system a Wazu Respirationmeter is coupled to an activated sludge plant. A sequence of respiration measurements are carried out with different types of activated sludge and with or without addition of wastewater. In our research we have examined two respiration monitoring systems. A schematic diagram of such a system is given in figure 8.

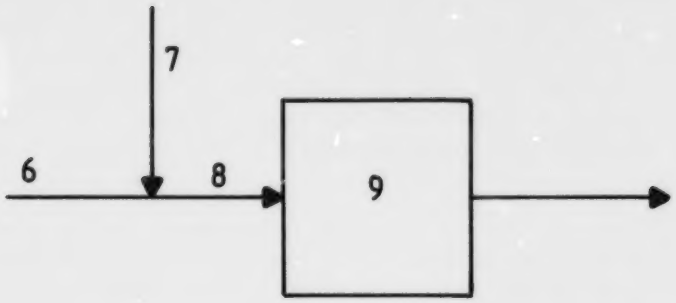


Figure 8: Schematic diagram of the Wazu Respiration Monitoring System

Wazu Respiration Monitoring System 1

Table 2 gives a survey of the three respiration measurements sequentially carried out in a Wazu Respirationmeter.

TABLE 2. WAZU RESPIRATION MONITORING SYSTEM 1
A survey of conditions and goals of the different respiration measurements carried out in a Wazu Respirationmeter.
The volume of the respiration vessel was 0.5 l.

Sequence of measuements Run	Condition during measurements Wastewater Flow (Q_7) l h^{-1}	Activated sludge Origin	Flow (Q_6) l h^{-1}	Goal of measurement
1	0	endogenous activated sludge	5-10	r_{end}
2	0.01-0.1 ($Q_7 \ll (r_{max} V_9)/S_7$)	endogenous activated sludge	5-10	S_1
3	0	activated sludge from aeration tank	5-10	r_2

In run 1 with endogenous activated sludge flowing through the respiration vessel the endogenous respiration rate is measured. In run 2 wastewater and endogenous activated sludge are flowing together through the respiration vessel. The wastewater flow should be low to ensure that all the STOD of the wastewater can be oxidized in the respiration vessel. If this is the case the concentration of KTZV in the wastewater ($S_1 = S_7$) is calculated as follows from the results of run 1 and run 2:

$$S_1 = (r_9 - r_{end}) \frac{V_9}{Q_7}$$

In run 3 the respiration rate measured should be the respiration rate in the aeration tank. According to Reinnarth & Rüffer (1983) and to the German Standard Methods for the Examination of Water, Wastewater and Sludge, the respiration rate in the aeration tank can be evaluated by measuring the drop in the oxygen concentration of a sample of activated sludge. Thus the conditions in run 2 should make it possible to measure the respiration rate in the aeration tank.

To verify the assumptions in the calculation procedure, experiments with water with a known STOD were carried out. Both tap water with a known concentration of ammonia and wastewater with a known Kjeldahl-N was used. In both cases the STOD will be about 4.57 times the N-concentration.

In table 3 results of measurement are presented together with the STOD calculated from the ammonia or Kjeldahl-N concentration.

TABLE 3. STOD MEASURED WITH WAZU RESPIRATION MONITORING SYSTEM 1 COMPARED WITH CALCULATED VALUES

Experiment	STOD		STOD measured as
	calculated	measured	percent of STOD calculated
1	182	128	70
2	182	123	68
3	170	114	67
4	220	175	80
5	236	175	74
6	402	300	75
7	402	281	70

It is obvious that the STOD concentration cannot be measured in the way as described before. The values are about 20-30% lower then can be expected from the N-concentration. A part of the STOD is not oxidized in the respiration vessel although the wastewater flow was low enough to keep the STOD load far below the maximum STOD-oxidizing capacity.

In figure 9 for one experiment the specific rate of ammonia oxidation (g N per kg MLVSS per hour) is given as a function of the calculated ammonia concentration in the respiration vessel. At low concentrations till about 0.5 g NH_4-N m^{-3} the specific rate of ammonia oxidation is limited by the ammonia concentration. At higher concentrations the rate is more or less independent of the ammonia concentration. Thus we can conclude that the STOD values collected by the Wazu Respiration Monitoring System 1 are not correct because not all the STOD is oxidized in run 2.

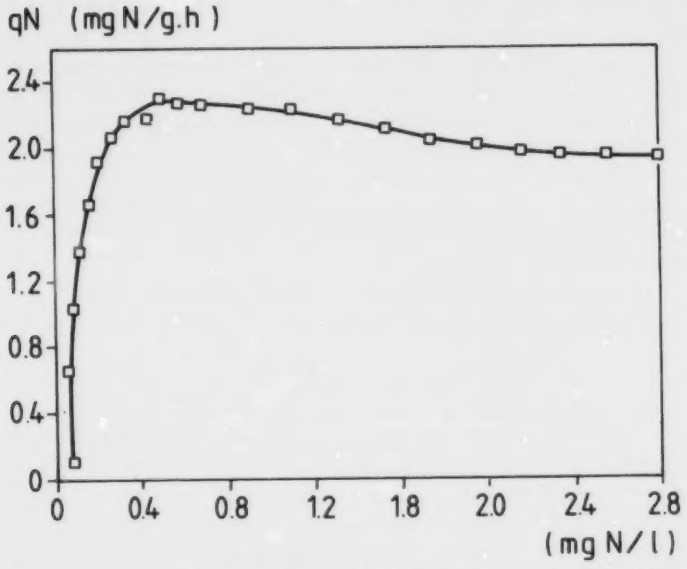


Figure 9: Specific rate of ammonia oxidation as a function of the remaining ammonia concentration in the respiration vessel

In figure 10 the respiration rate measured with endogenous activated sludge (run 1) and activated sludge from the aeration tank (run 3) are presented.

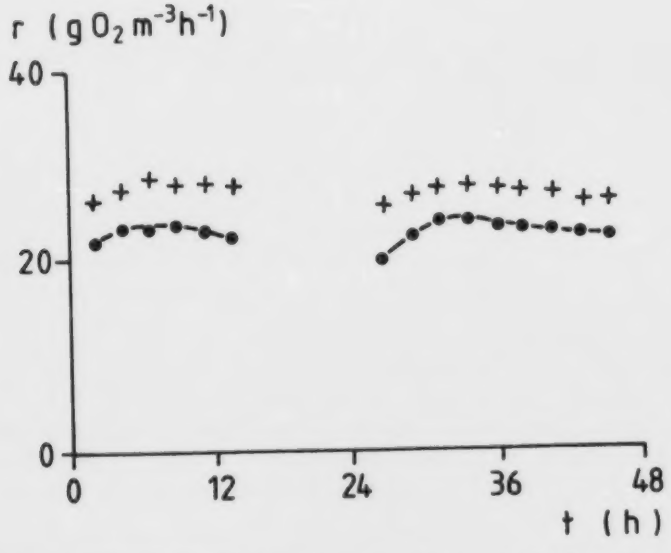


Figure 10: Respiration of endogenous activated sludge (.) and activated sludge from the aeration tank (+) (resp. run 1 and run 3 in the Wazu Respiration Monitoring System 1)

The difference between these two is about 4 à 5 g m^{-3} h^{-1} and this rate should be the oxygen consumption rate for ammonia oxidation in the aeration tank. The ammonia load of the aeration tank however is 4 g m^{-3} h^{-1} and this would result by complete oxidation in an oxygen consumption rate of 18.3 g m^{-3} h^{-1}. According to the nitrate concentration in effluent almost all the nitrogen is oxidized in the aeration tank. Comparing the calculated oxygen consumption rate with the measured oxygen consumption, it is obvious that the presented measuring procedure (run 3) gives a respiration rate that is much lower than the respiration rate in the activated sludge. In run 3 the remaining STOD dissolved in the activated sludge of the aeration tank is oxidized in the respiration vessel.

The results with the Wazu Respiration Monitoring System are disappointing: nor the STOD of wastewater nor the respiration rate in the aeration tank are measured.

Wazu Respiration Monitoring System 2

The main question now is under which conditions is the respiration rate in the respiration vessel of the Wazu respirationmeter equal to the respiration rate in the aeration tank. We limit our question to aeration tanks with a STOD-load lower than the STOD-capacity. Thus to cases where the oxidation of STOD is limited by STOD-concentration. For these cases in general we can first of all say that the respiration rate in the aeration tank is equal to the respiration rate in the respiration vessel if STOD concentrations in both tanks are equal ($S_2 = S_9$).

The respiration rates can be calculated for both situations. For the respiration vessel the respiration rate is:

$$r_9 = \frac{Q_6 * S_2 + Q_7 * S_1 - (Q_6 + Q_7) S_9}{V_9} \qquad (1)$$

if the activated sludge flow (Q_6) comes directly from the aeration tank and not from the endogenous tank.

For the aeration tank holds

$$r_2 = \frac{(Q_1 - Q_7) * S_1 + Q_5 * S_2 + (Q_6 + Q_7) * S_9 - (Q_1 + Q_5 + Q_6) * S_2}{V_2}$$

As the flowrates Q_7 and Q_6 are low compared with Q_1 this equation can be simplified to:

$$r_2 = \frac{Q_1 S_1 - Q_2 S_2}{V_2} \qquad (2)$$

Now the question under which conditions r_2 equals r_9 can be solved. By equalization of (1) and (2) and taking in mind that $S_2 = S_9$ it follows that $r_2 = r_9$ if

$$\frac{Q_7}{V_9} = \frac{Q_1}{V_2}$$

Based on this theory a new monitoring system (Wazu Respiration Monitoring System 2), presented in table 4, is developed (see also figure 8).

TABLE 4. WAZU RESPIRATION MONITORING SYSTEM 2
A survey of conditions of different respiration measurements carried out to obtain the STOD of the wastewater, the respiration rate in the aeration tank, the endogenous respiration rate and the maximum STOD respiration rate.

Sequence of measurements	Conditions during measurement			Goals of measurement
	Wastewater Flow (Q_7) ($l\ h^{-1}$)	Activated sludge Origin	Flow (Q_6) ($l\ h^{-1}$)	
Run				
1	$Q_7 >> r_{S,max} \frac{V_9}{S_1}$ 0.25	endogenous activated sludge	5-10	r_{max}, $r_{S,max} = r_{max} - r_{end}$
2	0	endogenous activated sludge	5-10	r_{end}
3	$Q_7 = Q_1 \frac{V_9}{V_2}$ 0.03 (0.06)	activated sludge from aeration tank	5-10	r_2; $S_1 - S_2 = \frac{(r_2 - r_{sam})\ V_9}{Q_7}$, $r_S = r_2 - r_{end}$
4	0	activated sludge from aeration tank	5-10	r_{sam}; $S_2 = \frac{(r_{sam} - r_{end})\ V_9}{Q_6}$

In run 1 the respiration rate is measured with excess STOD, this rate therefore gives, after subtracting the endogenous rate, the maximum STOD-oxidizing rate. Run 2 is done for measuring the endogenous rate. During run 3 the respiration rate in the respiration vessel is equal to the respiration rate in the aeration tank. From this result together with the respiration rate of activated sludge from the activated sludge tank (run 4) the S_1-S_2 can be calculated. S_2 can be calculated using the results from run 4 and run 2. Mostly S_2 can be neglected in comparison to S_1.

In table 5 some results are presented with respect to calculated STOD concentrations and STOD concentrations measured with Wazu Respiration Monitoring System 2. As can be seen these values are nearly the same.

TABLE 5. STOD MEASURED WITH WAZU RESPIRATION MONITORING SYSTEM 2 COMPARED WITH CALCULATED VALUES

STOD calculated from N-Kjeldahl concentration	STOD measured	STOD measured as percent of STOD calculated
		%
343	310	90
413	364	88
328	348	106
279	278	100
281	263	94
mean value 329	mean value 313	95

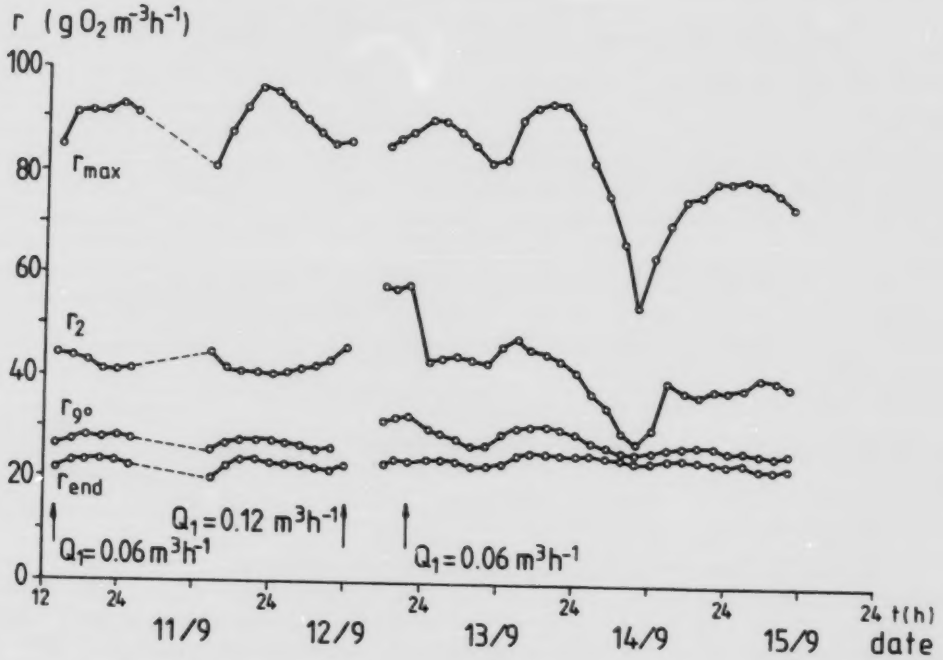


Figure 11. Respiration rates measured with the Wazu Respiration Monitoring System 2. X_2 is 4.3-4.9 kg MLSS m^{-3}; temperature 16-19°C.
r_{max}: respiration rate with excess STOD
r_2 : respiration rate in aeration tank
r_{sam}: respiration rate of activated sludge from aeration tank (in this figure $r_{9°}$ is used in stead of r_{sam})
r_{end}: endogenous respiration rate

In figure 11 respiration rates obtained with the Wazu Respiration Monitoring System 2 over a period of 5 days are presented. The wastewater flow in the pilot plant was constant 0.06 $m^3.h^{-1}$ with exception of a short period with a flow of 0.12 $m^3.h^{-1}$.

The endogenous respiration rate is almost constant, whereas the maximum respiration rate (r_{max}) varies (day/night fluctuations). The sharp decrease in r_{max} in the night of 13/14 September is remarkable. However, at that time the wastewater flow was diluted by rain and afterwards we could calculate that during that period the STOD concentration in the respiration vessel was not in excess as it required to measure r_{max}. The respiration rate in the aeration tank also varies, especially rainfall and increase of wastewater flow has a strong effect.

The STOD-load of the aeration tank is about 18-20 g O_2 per m^3 per h. As can be seen in figure 11 the difference between r_2 and r_{end} is also about 20 g O_2 m^{-3} h^{-1}. Therefore we can conclude that the measurement of the respiration rate of the aeration tank with the Wazu Respiration Monitoring System 2 is correct.

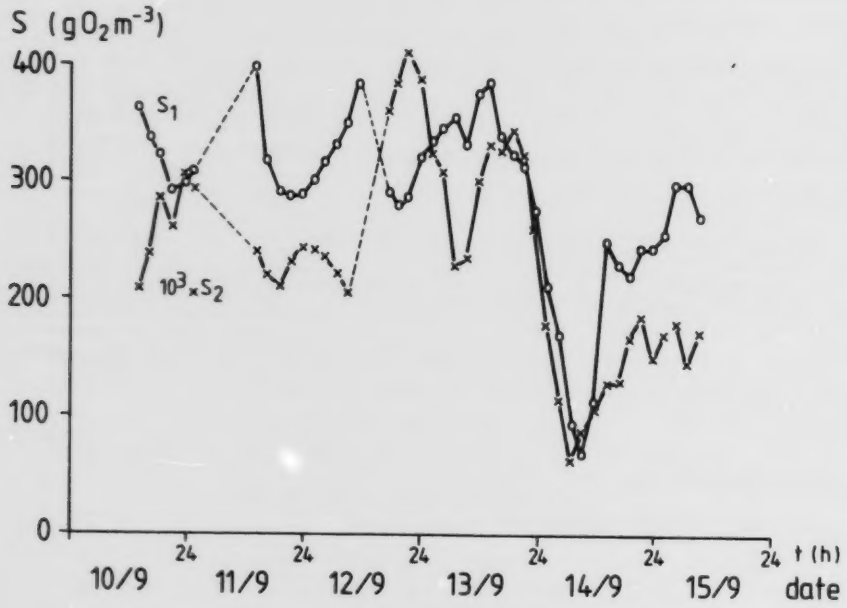


Figure 12. STOD-values in wastewater (S_1:0) and in effluent (S_2:x)

The STOD-values, calculated as indicated in table 4, are presented in figure 12. There is a day/night fluctuation in the STOD-values of the wastewater. The very sharp decrease in the night of 13/14 September is a result of rainfall. The STOD-values in effluent are very low.

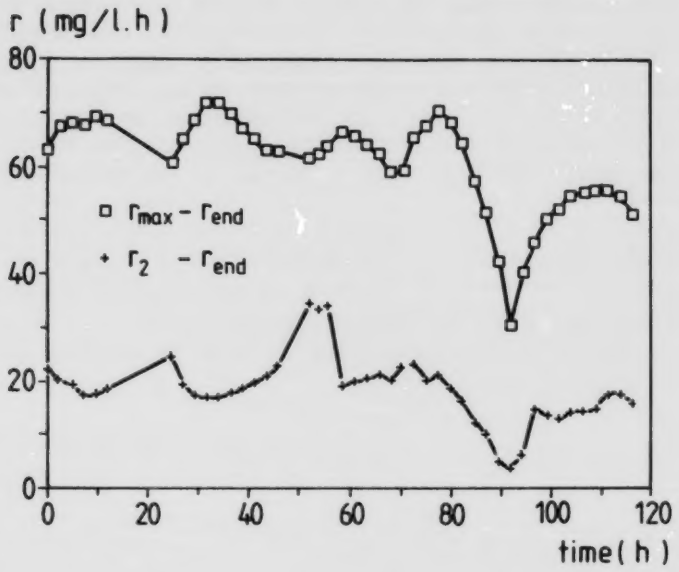


Figure 13. Maximum and actual oxidation rate of STOD: $r_{S,max} = r_{max}-r_{end}$ (□) and $r_S = r_2-r_{end}$ (+)

In figure 13 the STOD-oxidizing capacity ($r_{S\ max}$) of the aeration tank is presented together with the actual STOD-oxidation rate (r_S). We can see that about 25% of the STOD-oxidizing capacity is used in the experimental period. This suggests that the STOD-load of the aeration tank can be much higher. In case the STOD-load is near $r_{S,max}$ the STOD-value of the effluent will be about 4.57 x 0.5 mg/l according to the results presented in figure 9.

DISCUSSION AND CONCLUSION

The goal of our research was to develop an on-line monitoring system with which one can obtain the most relevant information about the purification process. First of all it is important to know what is going on in the activated sludge plant, but besides that it is important to use that knowledge to control the plant.

The key of the aerobic, activated sludge system is the respiration. Thus the first important parameter is the respiration rate in the aeration tank as it shows the reaction of the system on fluctuations in wastewater flow. As shown in this paper the Wazu Respirationmeter can be used to measure the respiration rate in the aeration tank under condition that the STOD-load of the respiration vessel equals the STOD-load of the aeration tank.

Knowledge of respiration rate facilitate the control of the oxygenation. Olsson et al. (1985) for example uses a self tuning control of the dissolved oxygen concentration in which respiration rate and oxygen transfer coefficient are calculated from the foregoing oxygen concentration data. It should be much easier for control if real values for respiration rate are available.

The second important parameter is the STOD-concentration of both wastewater and effluent. This parameter can also be calculated (see table 4) from measurement of respiration rate using the Wazu Respiration Monitoring System 2. The STOD-concentration is more important than BOD_5 or COD as STOD is correlated with the biological process of the purification system itself.

The third important parameter is the biomass concentration. Mostly this parameter is measured as Mixed Liquor Suspended Solids or Mixed Liquor Volatile Suspended Solids. The question however is not how much solids are in the system but how much STOD can be treated. Respiration rates therefore can also be used as a biomass activity parameter. The endogenous respiration rate and also the maximum STOD-oxidation rate ($r_{S,max}$), are correlated with the biomass concentration.

The endogenous respiration rate and/or maximum STOD-oxidation rate can be used for controlling the biomass activity in the system. We are thinking of

1) controlling the biomass activity in the aeration tank in relation to the actual STOD-load,
2) controlling the amount of biomass in the settler by monitoring the biomass activity in inflow and outflow of the settler and controlling these flows,
3) controlling the return sludge flow in relation to settleability of the activated sludge.

In summarizing we can conclude:

1) The STOD is an important parameter in controlling an activated sludge plant.
2) The STOD can be measured batchwise or in a respiration monitoring system.
3) The Wazu Respiration Monitoring System 2 (table 4) can be used to obtain the most relevant information about the purification process.
4) This information can be used for (automatic) control of an activated sludge plant.

ACKNOWLEDGEMENT

The results presented are part of the research project "Control of an activated sludge plant" of the Department of Water Pollution Control and the Department of Physics and Meteorology.

The work has been supported by the Ministry of Housing, Physical Planning and Environment; the Ministry of Transport and Public Works and the Foundation for Research in Wastewater Treatment (STORA). The active participation of Aris Witteborg and Hardy Temmink, as part of their graduate studies, is gratefully acknowledged, as well as the active participation of Dimitri van den Akker and Andrzéj Krolikowski of the Department of Physics and Meteorology (Measurement and Control Group).

LITERATURE

Deutsche Einheitsverfahren zur Wasser-, Abwasser- und Schlammuntersuchung "Bestimmung der Sauerstoffverbrauchesrate". DIN 38, 414, part 6. (German Standard Methods for the Examination of Water, Wastewater and Sludge)

Klapwijk, A & H. Spanjers (1986). Respiratiemeter bewaakt biologische zuivering van afvalwater. Pt-Procestechniek 41, 10, 47-51.

Klapwijk, A., H. Spanjers, D. v.d. Akker (1987). Control of an activated sludge plant with a Wazu-respirometer. 7th European Sewage and Refuse Symposium, München, 19-22 May 1987.

Olsson, G., L. Rundqwist, L. Eriksson, L. Hall (1985). Self tuning control of the dissolved oxygen concentration in activated sludge systems. Proceedings 4th IAWPRC workshop. Houston, 473-480.

Reinnarth, G. & H. Rüffer (1983). Bestimmung der Sauerstoffverbrauchs von Belebtschlamm. Vom Wasser 60, 223-235.

Spanjers, H. & A. Klapwijk (1986). Een continu respiratiemeter - nieuwe perspectieven voor het beheersen van het actiefslibproces. H_2O 18, 432-434.

Vernimmen, A.P., E.R. Henken & J.C. Lamb (1957). A short term biological oxygen demand test. Journal Water Pollution Control Federation 39, 1006-1020.

FULL SCALE INVESTIGATION OF SECONDARY SETTLER DYNAMICS

Doug J Lumley and Peter Balmér
Department of Sanitary Engineering
Chalmers University of Technology
412 96 Göteborg, Sweden

ABSTRACT

Solids separation in the activated sludge process is often critical during process upsets. To investigate the dynamics of secondary settling the mass of solids in a settler is modelled using measurements of the sludge blanket depth and concentration made at a central location in the basin. Full scale experiments use this settler solids estimate as well as other on-line measurements to make mass balances for the secondary settler. The mass of solids in a settler was found to respond within about 60 minutes to a change in the net solids mass transfer to the settler.

Instrumentation and data collection experience from full scale experimenting at an automated wastewater treatment plant is described. A simple on-line instrument calibration program is useful for assuring measurement instrument accuracy. On-line instruments can be used to improve the representability of grab samples. Measurement signal stations are proposed to allow the quick hookup of portable instruments for short term data collection.

KEYWORDS

Activated sludge, settling, dynamics, mass balance, measurement, instrumentation

INTRODUCTION

The clarification stage of the activated sludge process is capacity limiting at many wastewater treatment plants (WWTP). Although often designed using steady state principles, most wastewater treatment plants are subject to highly variable loadings and operational conditions. Influent flow rates and compositions that vary greatly, equipment failures, maintenance work and process modifications are some of the factors which can disturb the performance of wastewater treatment systems. In normal practice there is no systematic way to accommodate dynamic conditions except through overdesign.

Most secondary settler designs are based on the continuous sedimentation theories of Hazen (1904) and Camp (1936) or solids flux theory (Dick, 1970). Many settlers do not operate as efficiently as their designer's intended. Improvements to

existing settlers are often made to achieve better basin hydraulics by installing or modifying inlet baffles, modifying sludge removal equipment or outlet weir design. Process changes can also be beneficial, or detrimental, to settler performance. Changes in the characteristics of the mixed liquor caused by modifying the process (e.g. different sludge ages, step feed or contact stabilization operation) can influence settler efficiency.

Investigations of the dynamics of the activated sludge process have intensified in recent years. Most emphasis has been placed on studying the aeration system and dissolved oxygen control (e.g. Olsson et al 1985, Marsili-Libelli et al 1985, Goto and Andrews 1985). However, most process upsets are more directly related to the separation of the sludge from the water. Some pilot studies of settler dynamics have been made (e.g. Olsson and Chapman, 1985) but little work has been done in full scale.

A suitable settler model is needed for a robust automatic control strategy for the activated sludge process. Some of the constraints on such a model are:

a) the reliability of input parameters measured on-line
b) the need to be self-tuning, that is, to adjust to changes in the process state
c) the ability to be integrated with an aeration model.

A first step in developing a settler model is to be able to describe the distribution of sludge in the system. In this paper, the sludge mass in a settler is modelled and used in mass balance calculations. Experiments conducted to investigate settler response under dynamic conditions are described.

The investigation of process dynamics is more easily facilitated by the availability of on-line measuring instruments and automatic data collection systems. Such systems are not yet commonplace but are rapidly increasing in number. The work described here has been performed in full scale at the Rya WWTP, a large plant (3.8 m^3/s) which utilizes a extensive data collection, process surveillance and process control system. Some experiences from experimenting in full scale are described which illustrate some of the problems encountered and solutions that have been tried. A more detailed description of the Rya WWTP is given in the Appendix to familiarize the reader with the plant.

Dynamics of Sludge Transport

The approach to studying the dynamics of sludge transport in the activated sludge process adopted at the Rya WWTP began with developing a method to estimate mass balances for the system on-line. For the settler, this requires measurements of the flow rates from the aerator and in the recycle , the solids concentrations of the mixed liquor (MLSS), recycle (RAS) and effluent as well as the mass of accumulated solids in the

settlers. Conventional instruments are available to measure all of the above except the accumulated settler solids. Figure 1 is a sketch of the activated sludge process including primary sedimentation. Many of the parameters which can be measured on-line are indicated in the figure.

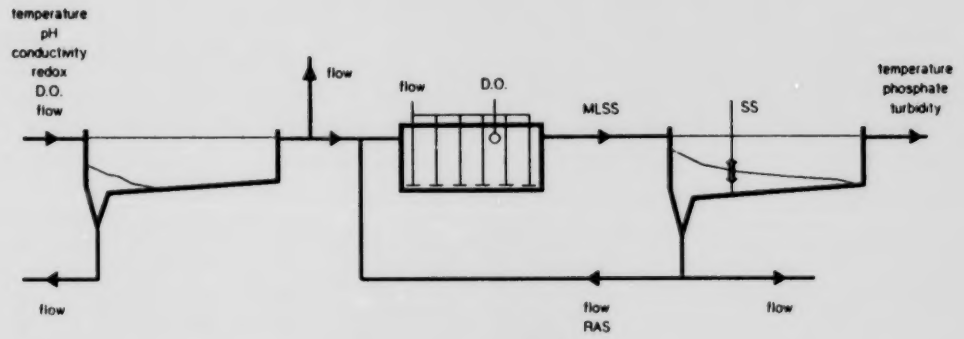


Figure 1. The activated sludge process with primary sedimentation. Parameters measured on-line are indicated at their relative locations for the Rya WWTP.

Sludge Blanket Mass Model

The mass of solids in a long, shallow, rectangular settler can be estimated by

$$M=V*C_{ave} \quad \ldots\ldots\ldots\

A prototype on-line measuring device was developed to make solids profiles at one location in a settler. The instrument consists of a sludge meter probe suspended on a wire and lifted by an electric winch. A boom is used to hold the probe out over the settling basin and the boom can swing up to facilitate cleaning and calibration of the probe. The settlers have sludge scrapers which travel back and forth along the bottom of the tanks and thus facilitate measuring the sludge blanket in this manner. An infrared photometer-type sludge meter is used to measure the solids concentration. The optical components of the probe are mounted in a special holder which weights the probe and protects it from the sludge scrapers when the probe is near the basin floor. A sketch of the instrument is shown in Figure 2.

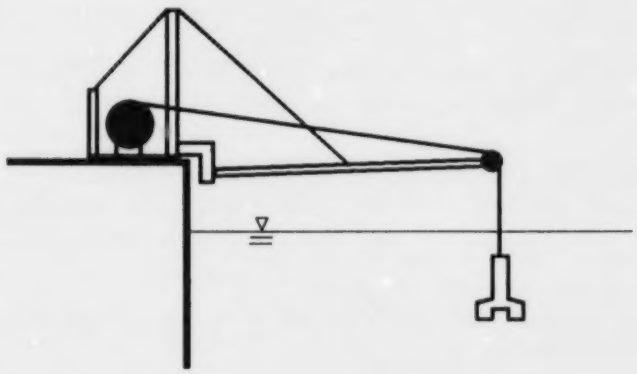


Figure 2. Instrument for making on-line settler solids profiles.

A microcomputer controls the winch and records data from the sludge meters. The instrument's six minute sampling cycle is phased with the plant's automatic data collection system. The probe is lowered in steps allowing a pause for the sludge meter to stabilize before readings are taken. Two such instruments are presently in operation at the Rya WWTP, one on each of the secondary settling basin blocks as shown in the Appendix. Calibration curves are prepared for each sludge meter and are used for converting the collected data to engineering units.

Experimental design

In order to study settling dynamics, the response of the activated sludge process to disturbances is observed. These disturbances can be naturally occurring or controlled (Olsson and Chapman, 1985). Experiments are conducted at the Rya WWTP which has long, narrow basins (59.5m by 7.8m) with an average depth of 2.75m.

Step or ramp changes in the influent and recycle pumping rates are used to induce the controlled disturbances. In most cases step changes have been used. The reaction of the process is monitored through on-line instrumentation and grab sampling. Parameters measured on-line are shown in Figure 1 at the relative location of each respective instrument. The monitored data is logged at 30 s intervals by a special program run on the plant's central computer.

Results and Discussion

Typical response for a controlled disturbance experiment is shown in Figure 3. The flow rate through the plant was increased from 2.9 to 4.4 m^3/s. Some pumping irregularities were experienced at the time of the step increase. The recycle pumping rate was constant (1.0 m^3/s) throughout the experiment.

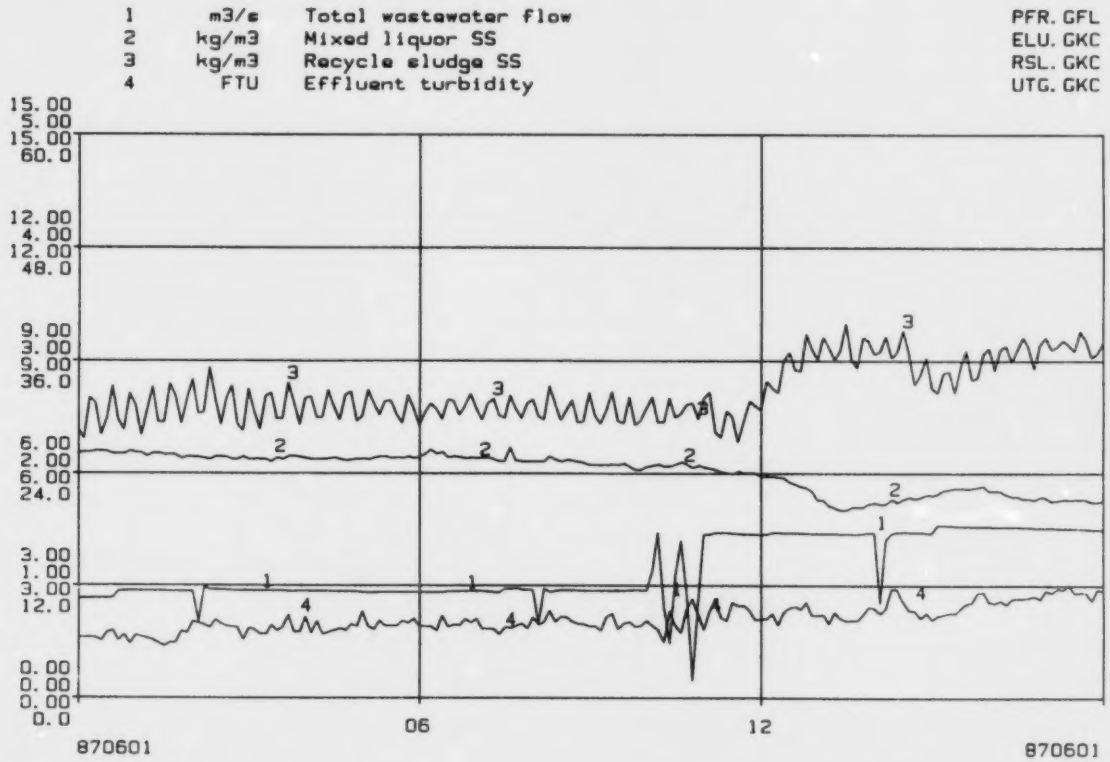


Figure 3. Response of the system to a step increase in the influent pumping rate.

The sludge blanket masses for the two monitored settling basins (B07 and B10) are estimated using Eq.3 and shown in Figure 4. An exponential filter

$$Y(t)=\beta*Y(t-1) + (1-\beta)*y(t) \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots(4)$$

where y is the true measurement signal at time t, Y the filtered signal and ß the weighting factor, is used to smooth the data. Increasing ß increases the exponential smoothing and trends are more clearly indicated (Berthouex and Hunter, 1981). A ß factor of 0.5 is used here which means that the last five measurements are of significance.

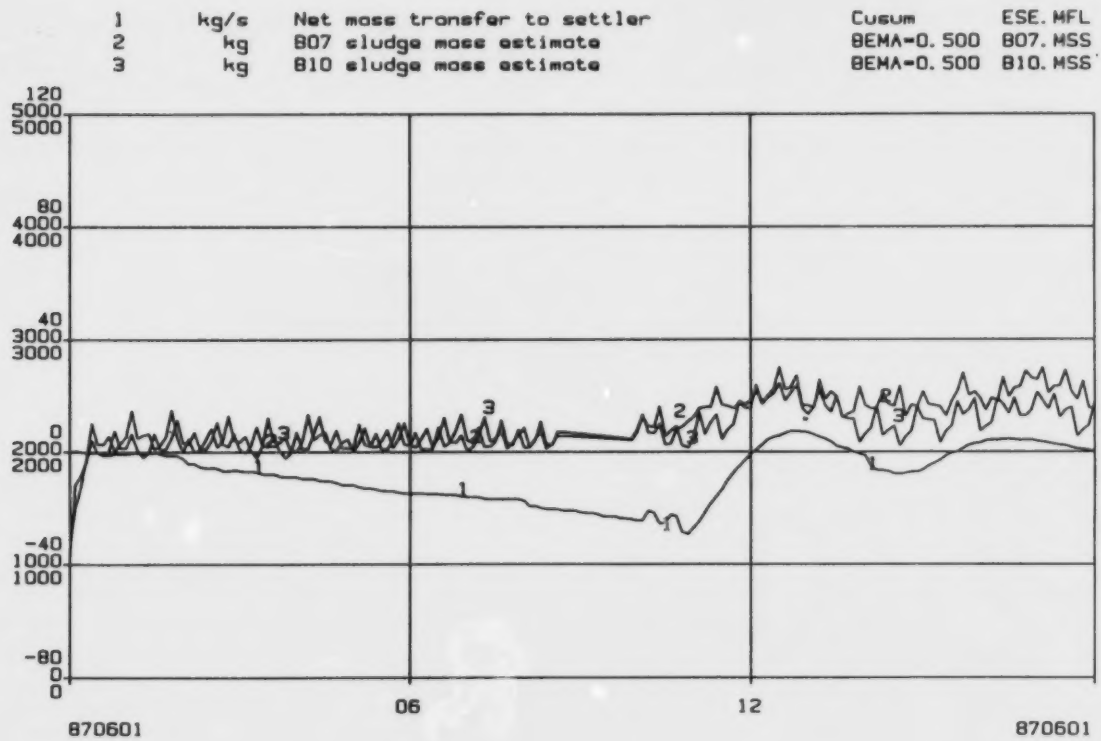


Figure 4. Sludge blanket mass for two monitored settlers (B07 and B10) and the cumulative sum of the net mass transfer to the settler block.

Also shown in Figure 4 is the cumulative sum of the net mass transfer into the settler block. The net mass transfer is the difference between the mass flow of mixed liquor into the settler and the mass flow out of the settler in the RAS and in the effluent. The cumulative sum, S, of signal y is estimated by

$$S(t)=S(t-1) + (y(t)-\bar{y}) \quad \ldots\ldots\ldots\ldots\ldots\ldots(5)$$

where $\bar{y}$ is the average value of y over the period studied. A positively increasing slope of the cumulative sum curve indicates a trend above the mean value and a negatively increasing slope a trend below the mean value. A constant slope indicates a

constant value relative to the mean. In Figure 4 the net mass transfer is constant and below the mean during the first 11 hours. When the disturbance is made, there is an increase in the net mass transfer to the settlers followed by a net decrease and then a tapering off to a constant level again.

The curves presented in Figures 3 and 4 indicate that the concentration levels in the MLSS and the RAS respond to the disturbance within 30 to 60 minutes and that the mass of solids in the settler and, hence, the sludge blanket level, react with approximately the same speed to changes in the net. mass transfer of solids to the settlers. Other similar experiments have shown response times of 40 to 60 minutes.

Experience at the Rya WWTP has shown that even moderately high sludge blanket levels can be detrimental to effluent quality. Thus the operators must react quickly to rising sludge blanket conditions if an acceptable effluent quality is to be maintained. Increased recycle pumping rates have been shown to be effective in reducing the sludge blanket level at the plant (Lumley, 1985) but the high turbulence levels created by this measure can affect the effluent quality.

EXPERIENCE FROM EXPERIMENTING AT AN AUTOMATED WWTP

Conducting research experiments in full scale at WWTP's that utilize extensive data acquisition and control systems has only been possible relatively recently. Every WWTP seems to have its own individual traits both as a plant and as a treatment process. WWTP's with data acquisition and control systems are even more individualistic when the multitude of computer systems and programs is considered. A general discussion is presented here which illustrates some of the uses and benefits of plant automation with specific examples drawn from experience at the Rya WWTP. Topics discussed include measurement frequency, checking instrument calibration, measurement reliability and establishing measurement signal stations.

Measurement Frequency

For intensive evaluation and experimental work, it is often desirable to monitor processes and collect data at intervals which are shorter than that which the database program uses (usually between 5 and 10 min). The desired interval is dependent on the response time of the phenomena to be observed. Observing rapidly variable parameters such as recycle solids concentration or dissolved oxygen can require sampling intervals as low as 10-15 seconds whereas a slowly variable parameter such as temperature can be sampled every second minute. The type of process and the degree of resolution required dictate the sampling interval. Thus it is desirable that the data collection system be flexible enough to accommodate short term intensive signal monitoring.

At the Rya WWTP, it is possible to write FORTRAN programs to

be executed by the central computer system. A short program was written to log selected signals to a line printer or to a desktop personal computer. The selected momentary signals can be monitored at any interval up to a highest resolution of one second. Normally when mass balance experiments of the type described above are made at the Rya WWTP, 33 signals are collected at 30 s intervals and stored on the personal computer for later transfer to the University computer where larger program packages are available to analyze the data.

Calibration Checking

The reliability of signals from on-line instrumentation is dependent on the quality of the instrument installation and the calibration of the instrument. A running calibration program can be used to check if the instrument installation is responsive to changes in the measured media and to indicate when the instrument itself deviates. Grab samples are taken at points as close as possible to the instrument sampling point (e.g. in the waste stream from the effluent turbidity meter) and the instrument reading recorded along with the time when the sample was taken. After the appropriate analysis is made, the grab sample value, instrument reading (or equivalent engineering units) and the on-line signal can be plotted against time as in Figure 5.

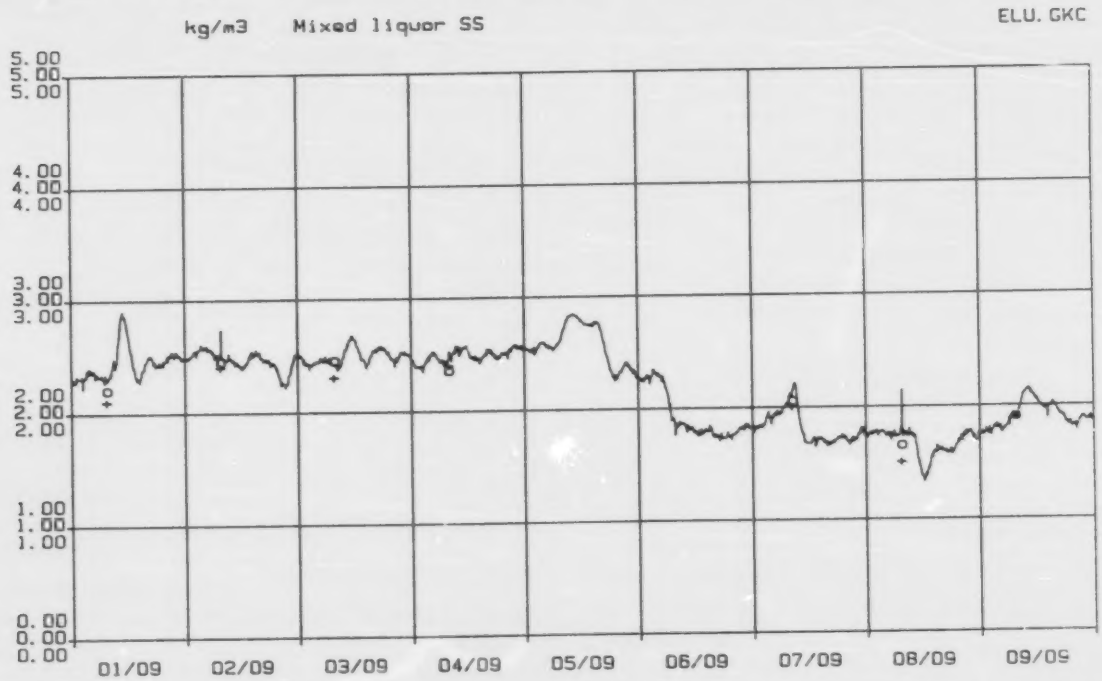


Figure 5. On-line MLSS measurement time series with calibration grab samples (+) and instrument readings (o) from when the grab samples were taken.

When the instrument is properly calibrated, the grab samples will lie along the time series curve. A deviation from the calibration grab samples indicates that the instrument has deviated or that some change in the process has modified what is being measured or that some external influence is present (e.g. light interfering with a photometer or poor instrument installation). If the signal varies greatly within the sampling period (6 minutes in this case), then even the instrument reading may deviate from the plotted time series (as on Sept. 8 in Figure 5) and the representability of the grab sample can be questioned. The action to be taken depends on the nature of the change. If it can be judged that the measured media has changed, then recalibration of the instrument is necessary. Proper instrument installation is often difficult and should always be suspect. Another alternative is to wait out a suspected signal "wandering" which can be due to short term process changes such as testing or equipment repairs.

Another method of checking instrument calibration is by indirectly estimating a signal using another signal (Olsson, 1985). Olsson describes different methods for checking measured signals and gives an example where a MLSS signal is checked by an indirect estimate using the recycle solids concentration signal and a mass balance over the aerator. This method requires that some signal be reliable enough to act as a base for the estimation.

Measurement Reliability

One of the disadvantages with grab sampling is representability. Highly variable parameters are difficult to sample well, i.e. not only how to take the sample but also when to sample. In the latter case, the type of variation must be known for the grab samples to be representative. The variation can be random, cyclic, gradually changing, etc. and, when known, can be used to tailor the sampling method to help ensure that the sample is a good estimate of the state of the process.

The most severe problem with grab sample representability at the Rya WWTP is experienced when measuring the recycle solids concentration. In Figure 6 a time series of recycle solids concentration data is plotted along with several grab samples. The variation is due to the sludge collection equipment. The scrapers tend to intermittently dump the sludge into the sludge pit and solids concentration variations exceeding 4 kg/m^3 have been measured at a recycle pump. When all the settlers are combined, with their different sludge blanket levels and varying degrees of thickening, a system with 24 different harmonics is created and the recycle concentration can vary as is shown in Figure 6. The intention of a grab sample would therefore be to find the trend or average conditions. This thus necessitates a series of grab samples or using an on-line instrument to assist in choosing the correct moment to sample if a representative sample is to be obtained.

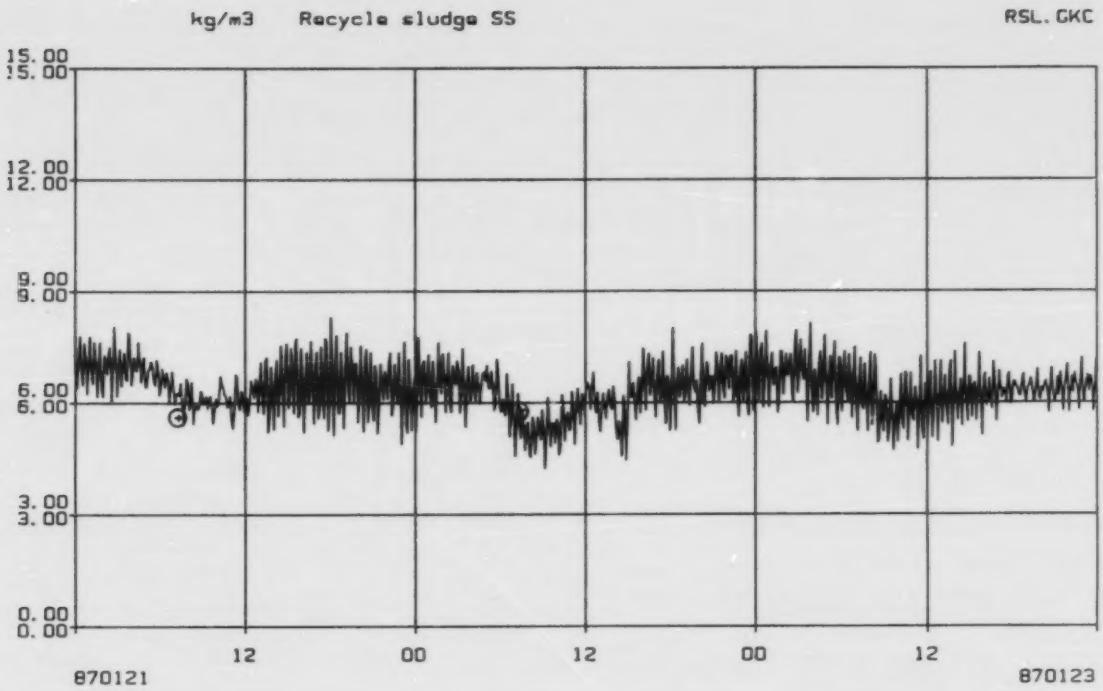


Figure 6. Variation in recycle sludge concentration with grab samples indicated (⊕).

Measurement signal stations

When experimenting or evaluating instruments or process modifications at a WWTP, it is often desirable to continuously measure some parameter over a short period of time. This is often impractical considering the time and cost for installing instruments and connecting them to the data collection system. Different situations may require the instruments to moved often to different locations.

To alleviate this limitation, a measurement signal station was proposed. Criteria for the signal station are: (a) that it be strategically located so that much of the plant can be reached using hookup extensions; (b) that one or two signal outlets be permanently connected to the data collection system; and (c) a power supply be provided at the measurement station for the instruments, thus simplifying hookup. Connecting only one or two signals should economize usage of the database by not having many signals which are inefficiently utilized. How the different signals are overlapped in the database is system dependent. At the Rya WWTP it would only be necessary to redefine the signal's descriptive parameters in the database.

Such a system should increase the flexibility of an existing data collection system and make evaluations and experiments more

complete by encouraging the use of (portable) on-line instruments.

At the Rya WWTP, a measurement signal station is being established near the outlet end of the aeration block which will also allow easy access to the settler block. One of the initial uses planned is to measure the temperature of the mixed liquor as it is transported to the settler block. This signal along with the normally measured effluent water temperature will be used to estimate the detention time in the settler block for different flow conditions.

CONCLUSIONS

The mass of solids in long, rectangular settlers can be modelled using the depth and the average concentration of the sludge blanket measured at a central location in a basin. This sludge blanket mass model can be used for on-line mass balance estimations in the activated sludge process.

It was found from full scale experiments that the solids level in a settler responds within about 60 minutes to changes in the net mass transfer of solids to the settler. This indicates that the operator must react quickly, if the settlers are sensitive to upset, in order to maintain an acceptable effluent quality.

When experimenting, automatic data collection systems should allow flexible sampling intervals so that the response time of the measured phenomena is accommodated. A running calibration check of on-line instruments is useful for confirming the representability of an instrument installation and indicating instrument or process deviation. On-line instruments can assist in improving the representability of grab samples especially for highly variable processes. A measurement signal station is proposed as a method to simplify on-line instrument hookup for shorter investigations or evaluations.

ACKNOWLEDGMENTS

The authors appreciate the support provided by the Swedish Board for Technical Development (contract no. 84-4448), the Gothenburg Regional Sewage Works and the Swedish Water and Wastewater Works Association.

REFERENCES

Berthouex, P.M. and Hunter, W.G. (1981) "Simple Statistics for Interpreting Environmental Data" J. Water Pollut. Control Fed., Vol. 53, pp 167-175.

Camp, T.R. (1936) "A Study of the Rational Design of Settling Tanks" Sewage Works Journal, Vol. 8, pp 742-758.

Dick, R.I. (1970) "Role of Activated Sludge Final Settling Tanks" Am. Soc. Civ. Eng., Vol. 96, SA2, pp 423-436.

Goto, M. and Andrews, J.F. (1985) "On-line Estimation of Oxygen Uptake Rate in the Activated Sludge Process" Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems. Pergamon Press, Oxford.

Hazen, A. (1904) "On Sedimentation" Trans., Am. Soc. Civ. Eng., Vol. 53, pp 45-88.

Lumley, D.J. (1985) "Settling of Activated Sludge. A Study of Limiting Factors and Dynamic Response" Dept. of Sanitary Eng., Chalmers University of Technology, Publication 6:85.

Lumley, D.J. and Balmér, P. (1987) "Investigations of Secondary Settling at a Large Treatment Plant" Presented at the Workshop on the Design and Operation of Large Wastewater Treatment Plants, Budapest.

Masili-Libelli, S., Giardi, R. and Lasagni, M. (1985) "Self-tuning Control of the Activated Sludge Process" Environ. Technol. Letters, Vol.6, pp 576-583.

Olsson, G. (1985) "Störningar och dynamik i reningsverk" (Disturbances and Dynamics at Wastewater Treatment Plants) Sewage Works Evaluation Project, Document 65, PM 1950, Swedish National Environmental Protection Board.

Olsson, G. and Chapman, D. (1985) "Modelling the Dynamics of Clarifier Behaviour in Activated Sludge Systems" Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems. Pergamon Press, Oxford.

Olsson, G., Rundqwist, L., Eriksson, L. and Hall, L. (1985) "Self Tuning Control of the Dissolved Oxygen Concentration in Activated Sludge Systems" Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems. Pergamon Press, Oxford.

APPENDIX

Description of the Rya Wastewater Treatment Plant

The Rya WWTP serves the Göteborg region on Sweden's west coast, and has 660 000 pe connected, of which 130 000 pe are industrial. An extensive 89 km long tunnel system transports wastewater to the Rya WWTP from the surrounding municipalities. The plant was taken into operation in 1972 as a highly loaded activated sludge plant and is described in Balmér et al (1984). In 1982 the aeration volume was increased and presedimentation

was added. Simultaneous precipitation with iron(II) sulphate is used to reduce phosphate in the effluent. The dimensioned flow is 3.8 m^3/s and the average flow is about 3.6 m^3/s. A sketch of the plant is shown in Figure A1 and the general dimensions given in Table A1.

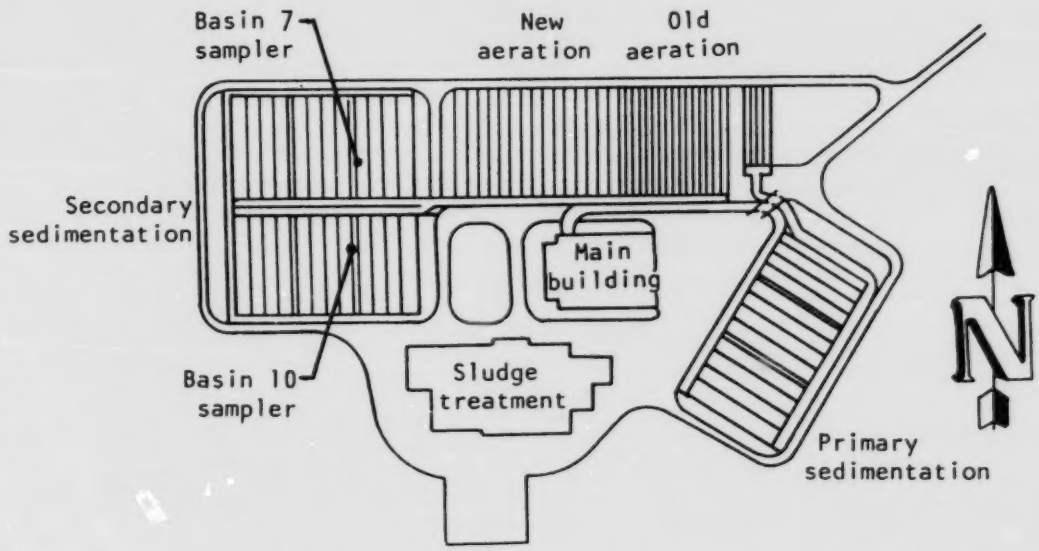


Figure A1. Layout of the Rya WWTP. The locations of the instruments for making settler solids profiles are indicated.

Table A1. General dimensions of the Rya WWTP.

Total lift pump capacity	23 m^3/s
Primary settler	vol 22 800 m^3, area 5 750 m^2
Aerator volume	old 8 160 m^3, new 30 900 m^3
Max compressor capacity	200 000 m^3/h
Secondary settlers	vol 30 750 m^3, area 11 138 m^2
Max recycle pump capacity	3.0 m^3/s
Sludge gravity thickener volume	3 200 m^3
Sludge filter band press capacity	90 m^3/h
Sludge storage capacity	12 000 m^3

In 1984 a distributed computer system was installed for data acquisition and process control. The system is controlled by a central minicomputer operating in real time. There are presently six substations, utilizing board-type processors, which have specific duties e.g. collection of analogue and digital signals,

control of pumps, etc, and have direct communication with the central computer. There are approximately 2 600 digital input signals, 560 digital output signals, 1450 analogue input signals, 160 analogue output signals and 2 000 alarm signals. Input signals are reported as momentary values from the substations to the central computer and are updated when changes in the signal exceed criteria specified in the parameter's declaration. Normally signal changes exceeding five percent of the measurement range are reported to the central computer.

Data from continuous on-line instrumentation is collected by the substations and six minute averages are calculated and reported to the central computer. Hourly and daily averages are calculated by the central computer and stored along with the six minute averages. Manually collected data from laboratory analysis can be included in the database (represented as daily averages). Grab samples taken for calibration can be stored at the sampling time.

Information in the database is available to the operator through time series plots of historical data, process diagrams with momentary data, reports and simpler statistics programs. An event list is also available which indicates e.g. when pumps started or stopped, or when gate valves opened or closed. An alarm list indicates when preset alarm levels have been exceeded (e.g. high influent pH or high effluent turbidity). The plant is unmanned at night and during the weekends. Operators who are on call at these times use portable terminals to connect to the central computer and the nature of an alarm can be analyzed and, in some cases, measures can be taken without going to the plant.

Real time control is available from both the central mini-computer and the substations through a process control programming language. The plant has added to its inventory of on-line instrumentation and types of the parameters measured include flows, water levels, pressures, suspended solids, temperature, pH, turbidity, phosphate, conductivity, redox potential and dissolved oxygen.

The availability of an advanced computer system at the plant has opened up new possibilities when experimenting in full scale. Parameters pertinent to an experiment can be continuously monitored and their influence on other parts of the process followed up. The central control of the plant processes also allows changes to be made quicker and, even, pre-programmed.

REFERENCES

Balmér, P., Hallquist, S. and Hernebring, M. (1984) "Ten Years Experience with a Highly Loaded Activated Sludge Plant" Water. Sci. Technol., Vol. 16, pp 649-660.

Automation in Wastewater Systems - Applications and Possibilities

Gustaf Olsson
Industrial Automation
Lund Institute of Technology
P.O. Box 118, S-22100 Lund, Sweden

ABSTRACT

In order to describe the dynamics of wastewater treatment usually a whole spectrum of models are needed. The purpose of such models has to be clearly stated. Some of the models are intended for design while others are used particularly for operation. In this paper the modelling and identification procedures for wastewater treatment are considered. An emphasis has been laid on models for operation, and some results from real plants are shown.

Since models for operations are emphasized the control of plants is considered. This can be approached from different aspects. In the paper some automation elements are considered to begin with. Local feedback and sequencing is quite common in typical treatment plants. Usually the local loops are designed to keep the plant going, and there is seldom any clear connection between the control design and any effluent quality parameters. In more advanced control (here called quality control) models are formulated as bases for control, so that there is a more clear connection between quality parameters and dynamic models.

Some examples of operational models are given. Dissolved oxygen (DO) models are derived and verified from experiments. Dynamical relation between flow rates and effluent suspended solids concentrations in clarifiers have been identified. Hydraulic propagation in plants is important in order to understand proper pump control design. Models have been derived from basic mass balances and verified by dynamical experiments.

A model library of dynamical models for design purposes is briefly presented. The library covers a wide range of activated sludge process complexities. The library is used to combine different modules of unit processes to plant models for dynamical simulations.

Recursive estimation is a powerful tool both for model verification and for on-line updating of time-varying parameters. Two examples are shown. The first one is an on-line estimation of specific oxygen utilization rate, using only DO sensors in air diffuser systems. The other is an estimator of clarifier behaviour. It will be used in order to get an early warning system to the operator for process failures, e.g. bulking sludge.

In some cases it is advantageous to use more advanced control. Two examples of such control schemes are discussed. Both of them use different adaptive features for DO control in aerators. The purpose is to get a more accurate control, while crucial parameters are updated and displayed for the operator. The control methods have been tried in full scale.

1. Introduction

For any operator it is a wellknown fact that a wastewater treatment plant is hardly ever in steady state. Sewage works are dynamical systems, that most of the time are in different transient stages. This is a result of ever changing influent flow conditions, where both flow

rates, compositions and concentrations vary. Strong couplings between different unit processes, e.g. between the settler and the aerator or between sludge supernatants and the wastewater processes, makes some kind of production planning necessary in order to obtain a successful operation (Olsson (1985)). Despite dynamical character of treatment plants most current design and operation methods are based on the assumption of steady state. Thus, wastewater treatment systems are generally regarded as intrinsically inflexible. Consequently the operation is unsatisfactory in many sewage works, as the influent flow conditions vary to a great extent, even if the average values are kept within the design limits.

Influent flow disturbances to a wastewater treatment plant may vary significantly, both in amplitude and in frequency. In a concentrated sewer network flow variations are often large, whereas they are attenuated in more widely distributed networks. Rainstorms can cause shock loads, that upset the settler and clarifier systems, and this can seriously affect the whole plant system. Some hydraulic disturbances originate within the plant as recycle, wasting or influent pumping rates change. During dry weather flow, the most significant flow variations come from the pumps lifting wastewater into the plant, which may cause both high frequency and high amplitude disturbances (Olsson et. al. (1986)).

Concentration disturbances vary in amplitude and frequency. The characterization of the disturbances is often very imprecise and measures like BOD, TOC or COD only reflect a lumped value of oxygen demand that does not necessarily inform how the system would react to the disturbances. In addition to diurnal variations in BOD, several types of additional loads may appear. The operations required to meet these disturbances have to be flexible. This demands flexible pumping and valving. Such examples are step feed control, variable speed pumps for recirculation and primary pumping and valves that allow for control actions. In several cases the situation can be significantly improved if upstream information is obtained, i.e. feedforward information. This is particularly useful in dealing with industrial effluents. Sometimes the discharge may be buffered in order to arrive at the plant during low load periods.

The need for automatic detection of large disturbances is even more significant for small and unmanned plants. These may be designed to operate satisfactorily during normal diurnal variations provided adequate flow balancing is possible. Certain discrete events, however, may upset the process and demand the attention of an operator.

Research has been performed to establish dynamic models for the simulation of a whole spectrum of activated sludge models. Plant models can be compiled from basic modules, describing the dynamics of different unit processes. Most of the modules are based on published dynamical models of parts of activated sludge systems. They have been packaged into a unified library of systems that make up building blocks for simulation. The verification of parts of these models is described in the paper.

Some of the control problems in sewage works resemble those in chemical process control. There are several local sequencing and feedback loops. Some of these are discussed in the paper. Recursive estimation is a powerful tool to calculate indirect parameters of the process, thus giving on-line information that may serve as an early warning system for process failures. This technique is demonstrated for the on-line calculation of respiration and for clarifier monitoring.

The use of quality parameters for the control of sewage works is not widespread. Dissolved oxygen control is getting common but many problems remain, such as the proper choice of spatial air distribution and of setpoint values. Adaptive control of the dissolved oxygen in full scale has shown some interesting features. It is possible to obtain accurate control with long sampling intervals, of the order 12-15 minutes. As part of the control the oxygen uptake rate and the oxygen mass transfer rate are estimated simultaneously, even if both the parameters are time varying. The relation between different control schemes and floc settling and clarification properties is being tested in current research projects.

Despite automation the role of the human operator is crucial and desirable. A man's ability to look, smell, feel and hear a lot of phenomena in a biological process is superior to any sensor. With a knowledge based computer system the operator can be helped to keep track of all the information, that sometimes can be overwhelming in an alarm situation. Therefore, a combination of automation and computer assistance for the operator can be a powerful tool for a better operation.

2. Dynamic Models

The dynamics in a wastewater treatment plant cover a very wide spectrum, from minutes to months. This makes any model approach extremely complex, and there is never such a thing as *the* model. The purpose of the model has to be stated more accurately in order to approach a reasonable approximation. A model for control purposes should not be too complex, due to available on-line instrumentation. The many interacting species and substrates, however, suggest extremely complex models. The resolution of this trade-off seems to be the major problem in automation of biological treatment plants (Beck (1986)).

The purpose of a model is to condense our current knowledge of the process dynamics. Unfortunately the comprehension does not increase simply by adding new equations or coefficients to the model description. However, even an incomplete dynamical model may be useful, since it summarizes the current understanding of the dynamics and may at least qualitatively verify observations of the process response to different disturbances. Thus the model can be a valuable tool to explore the consequences of different disturbances or parameter changes. This is a good way to find out the most sensitive parts of the model so that better verification experiments can be designed.

Another model approach is by time series identification. There are numerous examples of this kind of wastewater treatment identification and Beck (1986) gives an excellent and comprehensive survey. Generally the models obtained have a relatively low order (usually less than two or three) due to the disturbances involved. Moreover the models are usually linear and time invariant. This means that the model may be valid only for the actual experimental conditions. One can take advantage of such a model to detect changing operating conditions.

Model Verification

It is a very awkward and difficult task to verify some of the detailed and structured activated sludge models. The number of parameters is great and the measurement problems are notoriously difficult. However, several parameters have been verified in laboratory scale experiments. Of course it has to be recognized that some parameters would be different in full scale operation.

With limited potential for measurements and sensor accuracy a "grey box" approach is often advantageous. A more structured model is adopted to real data. Signals from a measurement file drive the simulation model. The model output and the true measured output are compared and can form a loss function. The model parameters are adjusted so that the loss function is minimized. Since the equation forms are given, the parameter adjustment can never be made better than the structure allows. This approach has been used successfully to find hydraulic propagation (Olsson-Stephenson (1985)). The model relates the effluent and influent flow rates of a plant. It was verified to real plant data and showed good agreement. The purpose of such a model is to examine the impact of the propagation of hydraulic disturbances through the plant, particularly to the clarifiers.

Clarifier dynamics was further examined in Olsson-Chapman (1985) and in Olsson-Stephenson-Chapman (1986)). A model structure, where the effluent suspended solids is related to the solids load in a nonlinear fashion was tested. Here the relation was considered an extension of the empirical static relationship described by Pflanz (1969). Still the system parameters are empirical in the sense that they can not be derived from basic settling properties of the flocs. Instead a semi-empirical model is proposed, that describes the dynamical behaviour for both increasing and decreasing flow rates. Such a structure is later used for recursive estimation of time-varying parameters for the clarifier.

By using an extended Kalman filter the states and unknown parameters may be tracked recursively (Beck (1986)), but the method has to be used with great care, particularly for the modelling of the stochastic disturbances.

The dissolved oxygen dynamics has been extensively studied, and the oxygen transfer coefficient has been identified (Olsson-Hansson (1976), Howell-Sopido (1985), Beck (1986)). However, to do this it has been assumed that the oxygen uptake rate is constant during the experiment. This is not always true. A new method to find the oxygen dynamics during time varying respiration has been developed and is described below.

A Model Library

A dynamic model library for activated sludge plants is being developed and parts of the structure is described in Olsson-Holmberg-Wikström (1985). The library gives a framework to collect different approaches to aerator and settler models in a unified manner. Models of different complexity have been described as separate modules in the library. Since the terminology in published models may be confusing there has been a large attempt to find comparable notations. In this way different models can be placed side by side and their responses with respect to disturbances and control actions can be more readily compared.

The simulation language Simnon, developed at the Department of Automatic Control (Åström (1985)), has proven to be an excellent framework for the library system descriptions. Simnon allows several systems to be connected into a plant model by the concept of *connecting systems*. A typical building block is a system of a complete mix reactor having an interface of influent and effluent flow rates and concentrations defined. By combining several similar systems of this kind an aerator can be built up of several reactors in series. Likewize the aerator will be connected to a settler model. Other unit processes can be connected in the same fashion so that a complete plant simulator can be formed.

Modules of different complexity can be combined. For example, an anoxic reactor can be connected to nitrifying reactors. Also, by allowing several influent and effluent streams at each module all possible combinations of step feed or recirculation flows can be composed into a realistic plant configuration.

Controllers are represented as separate systems. Different control modules can be readily exchanged in order to test different control structures. Possible measurements are defined as inputs and actuator signals as outputs of the control module. Influent flow measurements can be represented either as computer generated data or as files containing real data. In this way the simulation library is a good tool for model verification.

At present the library contains seven basic aerator modules of increasing complexity. The simplest one includes only one kind of soluble substrate, one concentration of viable organisms and one for inert organisms, and dissolved oxygen concentration. The most comprehensive includes both carbonaceous and nitrogeneous removal according to the model developed by the IAWPRC working group on modelling (Dold-Marais (1986)). The modules can be combined in different ways to form aerator configurations, e.g. several reactors in series, denitrification and nitrification in series, step feed configurations and other combinations. For the thickener there are less comprehensive models, but work is under way to extend available models based on the Kynch (1952) theory (Stenstrom (1975), Stehfest (1984)).

It is well recognized that the verification of models in the library remains to be completed. However, a library may be a useful device for model verification, particularly if several researchers may take advantage of similar terminology and software tools.

3. Recursive Parameter Estimation

It is clear that an operator requires more information than the primary signals from sensors. He needs quality related parameters that can be a basis for either an automatic controller or a manual action. A mathematical model of the system dynamics can be combined with measurements. In this way it is possible to find unmeasureable parameters.

Ordinary mass balance calculations are simple examples of estimation. By measuring flow rates and suspended solids concentrations of aerator influent and effluent streams the MLSS concentration can be predicted as well as checked against current measurements. In other cases the model is more complex. It is common that the model parameters change with time, and therefore the model has to be updated in some fashion. Recursive estimation is a useful tool in wastewater treatment that allows updates of the system behaviour. Examples from respiration estimation and clarifier dynamics are given below.

The main idea in recursive identification is to update a time-varying model parameter from new measurements. Thus a parameter θ is assumed to vary with time. The updating formula looks like

$$\theta_m(t+1) = \theta_m(t) + K * [y(t) - y_m(t)]$$

where y(t) is the current measurement, $y_m(t)$ the model prediction of the measurement, and K is a gain factor. The size of K depends on the measurement as well as the model accuracies. Intuitively it is clear, that a poor measurement quality should be reflected into a small value of K.

Oxygen Uptake Rate

For a long time it has been recognized, that the oxygen uptake rate or respiration (R) is a relevant measure of organic load of the activated sludge system (Olsson-Andrews (1978)). Knowledge of R along with the measurement of mixed liquor volatile suspended solids defines the value of SCOUR, the specific oxygen uptake rate. The knowledge of SCOUR is a crucial first step in sludge inventory control. With a respirometer the oxygen uptake rate can be measured directly. However, as part of a dissolved oxygen control system it can be estimated. The obvious way to estimate R on-line is by considering a DO mass balance. For a complete mix reactor it is

$$\frac{dc}{dt} = \frac{Q}{V} [c_{in} - (1+r)*c] + k_L a*(c^S - c) - R$$

where

Q = influent flow rate

V = reactor volume

c_{in} = influent DO concentration

c^S = DO saturation concentration

r = return sludge flow rate ratio, i.e. return sludge flow = r*Q

$k_L a$ = oxygen mass transfer rate

If $k_L a$ is known, then the estimation is R is straightforward. In practice, however, $k_L a$ is not known and may be slowly time-varying, why it has to be estimated together with R. It is often assumed that $k_L a$ is linearly related to the air flow rate in an air diffusion system,

$$k_L a = a_1 * F_{air} + a_2$$

where the a_i parameters have to be established independently around each operating point. They may also vary with time. Assume, that a control system keeps the DO concentration

constant, $c = c_o$. Then R is directly related to the air flow rate. Consider the steady state DO mass balance,

$$0 = \frac{dc_o}{dt} = \frac{Q}{V} \cdot [c_{in} - (1+r)c] + (a_1 F_{air} + a_2) \cdot (c^s - c_o) - R$$

The first term of the right hand side can often be neglected in comparison with the other terms. Consequently, if F_{air} does not saturate,

$$R = b_1 \cdot F_{air} + b_2$$

where the b-parameters depend on the a-parameters and the mass balance above. The oxygen mass transfer rate can be estimated on-line or off-line by identification of the DO concentration dynamics. This is made possible by one simple observation and one crucial assumption. The oxygen uptake rate is independent of the DO concentration as long as the DO concentration is sufficiently large. It is crucial that R is constant during the identification experiment. Then a change of the air flow rate will create an approximate first order system response of the DO concentration. The time constant of the response is directly related to the value of $k_L a$, i.e. for a higher value of the mass transfer rate there is a shorter response time of the DO concentration to an air flow change. When a linearized model is used, the validity of the linearization is limited if the air flow changes are large. The oxygen mass transfer rate was identified, using Maximum Likelihood identification in a series of experiments reported in Olsson-Hansson (1976). A comprehensive survey is given in Beck (1986).

In order to avoid the crucial assumption of a constant R the work has continued to estimate $k_L a$ and R simultaneously. This is not trivial, since each one of the parameters can not be identified uniquely. More elaborate test signals have to be created. The problem has been solved for the uncontrolled case in Holmberg-Olsson (1985), i.e. the air flow rate is manipulated manually. Both $k_L a$ and R are allowed to vary. Since the parameters change with different rates the estimation problem can be solved by giving the two parameters different updating rates in their respective estimator. However, during poor excitation (e.g. small air flow rate changes) the estimation may fail. A stochastic approach was taken in the estimation, where the parameter vector θ was considered a random variable. It has been demonstrated that this Kalman filter converges to the right parameter values. A serious drawback, however, is a slow convergence. This can be overcome by the addition of larger air flow excitations. To estimate R under closed loop needs another approach, which is discussed in the control section.

Clarifier Dynamics

The final settler of an activated sludge plant is crucial for the whole operation of the system. Intermittent pumping will create hydraulic waves, that propagate through the plant. This often creates a large overshoot of suspended solids concentration in the effluent. It may take several hours before the effluent concentration will decrease to its normal value again. In the mean-time a large amount of sludge can be lost from the system (Olsson-Stephenson-Chapman (1986)).

The dynamics of secondary clarifiers has been studied in Olsson-Chapman (1985). In the work it was attempted to obtain dynamical models with a minimum number of parameters, but still with a physical interpretation. The models recognize the fact, that the effluent suspended solids concentration does not momentarily change with the influent flow rate. Instead there is a dynamical relationship between the effluent suspended solids and the solids load to the clarifier, i.e. the product of mixed liquor suspended solids concentration and the flow rate. In a simplified

manner the dynamics can be written as

$$c_e(t+1) = a_1 c_e(t) + a_2 c_e(t-1) + b_1 c_x(t)Q(t) + b_2 c_x(t-1)Q(t-1) + v(t)$$

where
$c_e(t)$ = effluent suspended solids concentration
$c_x(t)$ = MLSS concentration
$Q(t)$ = flow rate into clarifier
$v(t)$ = stochastic disturbances

The coefficients are different for decreasing and increasing flow rates. For decreasing flow rates a first order dynamics usually will describe the behaviour. The parameters can gradually change due to two different causes. One change is a result of changing floc properties and the other is caused by instrument drift. The estimator updates the parameters θ, i.e. the a_i and b_i values, according to the recursive scheme cited earlier where the y represents the effluent suspended solids measurement and y_m the corresponding model prediction. The a_i and b_i parameters in the clarifier model have no apparent physical interpretation. Still they can be used for monitoring purposes. If some parameter exceeds an established limit, the reason for the deviation has to be examined further, since both calibration errors and changing flow properties may cause the problem. Thus the parameters may have an empirical relation to the initial settling velocity. By observing the parameters the operator has got an early warning system for changing process behaviour.

4. Plant Automation

In the operation of a plant there are several objectives that have to be met. One way to set the priorities may be (Beck (1986), Andrews (1974)),

- Keep the plant running and avoid gross failues
- Minimize operating costs while satisfying permit limits
- Improve effluent quality

These goals are reflected into different control structures and actions. In this section the first step towards a quality control is considered, i.e. local controllers. Like in any process control application there is a large number of sequencing and local control, that is necessary to keep the plant running. Many of these automation schemes are not based on feedback but consist of open loop sequencing rules or timer based actions. Other feedback loops are composed of single loop controllers for variables like flow rates, levels and pressures.

It is outside the scope of this paper to list all available possible controls in a wastewater treatment system. Good overviews are available (Manning-Dobs (1980)). There are several papers describing experiences of automation in treatment plants, e.g. Schlintz et al (1985), Watts et al (1985), Campbell et al (1985), Schlegel et al (1985), Nelson et al (1985) and Garber et al (1985). Most of them report conventional control actions in systems. However, in order to give some perspective on automation a few typical conventional control loops are discussed.

First some typical examples of open loop sequencing are mentioned.

- Pump control is traditionally based on wetwell level regulation. The wetwell level rather than the process quality requirements govern the feed rate to the plant. If there are several parallel pumps some sequencing scheme is usually applied, so that some pump is switched on and off based on time rather than wetwell conditions.

- Air compressors are switched on and off according to timers. Sometimes a DO sensor is used to feed back information for on/off control of the compressors (Flanagan et al (1977)). Feedback DO control is further discussed below.

- Sludge removal, particularly in primary sedimentation, is often based on timers instead of some sludge density or sludge blanket measurements. Measurements of the sludge density can ensure that a consistent solids concentration is obtained (Schlintz et al (1985) and Nelson et al (1985)).

- Waste activated sludge pumping is often based on a timer. A better action is to base the wastage rate on conventional sludge age calculations (Nelson et al (1985)). Alternate schemes are mentioned below.

- Bar screen cleaning is sometimes based on a timer operation. The loop, however, can be closed if the cleaning process is started when a high differential level over the screen occurs.

There are several examples of local feedback control loops.

- Conventional flow control is applied to both liquid and gas flows. The controller is usually an analog or digital PI or PID type. The flow rate is measured by some sensor and compared with a desired flow rate (set point). The control signal is sent to an actuator that opens or closes a valve.

- Liquid flow splitting between parallel trains is important in order to ensure a good operation (Nelson et al (1985)). A common problem in the field is that weirs and splitter boxes are fixed while the flow splitting is a dynamical process. Thus flow splitting has to be based on true flow measurements in order to work satisfactorily.

- Local control is used to produce a well defined air flow rate to the aerators. The setpoint of the air flow rate of usually set manually so that a local valve will control the air flow rate.

- Dissolved oxygen control in its simplest form is a conventional cascade control, i.e. the DO sensor feeds back the DO concentration to a PI regulator. The controller output adjusts the setpoint of an air flow controller (Manning et al (1980), Flanagan et al (1977)). Below the DO control is discussed in more detail.

- Pressure control loops are needed in air production systems for aerators.

- In pure oxygen systems the influent flow of oxygen is controlled based on the partial pressure of oxygen in the air outlet at the far end of the aerator.

- Dosage control of chemicals is often based to some extent on feedback, such as flow rate. In some cases the dosage rate may be adjusted to the water quality according to lab tests. A successful approach is made at the Himmerfjärden Plant in Sweden (Hellström et al (1984)). The dosage is adjusted from historical data and regularly corrected by off-line quality tests.

- Sludge inventory control is often made by local controllers (Nelson et al (1985)). Feedback control of the return sludge flow rate is often made in two ways. One is the conventional hydraulic proportioning. The other is a control that returns a specific mass of sludge in proportion to the mass of total organic carbon (TOC) entering the aerator. This is sometimes called food-to-microorganism proportioning. The third method is simply a constant return sludge flow rate.

- Anaerobic digester feed and withdrawal is often locally controlled (Schlintz et al (1985)). The feed may consist of a combination of raw primary sludge and thickened waste activated sludge. The control system depends on the information from flow meters and level sensors. The total flow rate may be calculated and compared to a predetermined volumetric setpoint. The withdrawal rate is calculated from this information. A level meter can be used as an automatic override to guard against over- or underfilling of the digester.

It is clear that the local controllers are based on manual setpoint settings instead of an overall performance criterion. Often the setpoints are obtained according to operating experience. However, often there is no clear connection between the local control objectives and and water quality or operating cost objectives. Therefore it is important to search for connections between measurable variables and quality and cost numbers of the plant.

5. Plant Quality Control

Any control that extends beyond the local control actions discussed previously has to consider quality related or model related behaviour. This means that the controller has to get information from several sensors or from estimated variables. The choice of the setpoint is often non-trivial and is closely related to the choice of operating conditions.

Quality Indices

In order to improve operation and establish a relation between control and product quality there has to be a connection between quality measures and the control actions. The effluent water limiting concentrations are the obvious signs of the quality of the plant operation. However, there are few control systems that relate these quality numbers to controller performace criteria. Some control loops have setpoints defined that in some way are related to the quality, such as DO or sludge retention time (SRT) setpoints. However, there are other measures that are interesting to incorporate into control actions, such as respiration rate (or specific oxygen utilization rate), sludge volume index (SVI), initial settling velocity, oxidation/reduction potential (ORP), alcalinity change (in connection with nitrification), pH change etc. Here we will discuss DO control and sludge inventory control.

Dissolved Oxygen Control

The control of DO as a physical variable does not require any in-depth knowledge of the microbial dynamics. There is an extensive experience of DO, in most cases with traditional PI control (Flanagan (1977)). Despite the straightforward task of DO control there are several difficulties involved. The DO dynamics contains both non-linear and timevarying dynamics. Moreover, considering the long time constants and random influent disturbances any tuning of a conventional controller becomes tedious. The inherent dead-times in the system can be compensated for with digital controllers.

Therefore self-tuning control was implemented in a full-scale plant, the Käppala Sewage works close to Stockholm, Sweden (Olsson-Rundqwist-Eriksson-Hall (1985), Rundqwist (1986)) to examine the potential of adaptive control in activated sludge systems. The controller is cascaded with a pressure control system, that seeks to minimize pressure demand at all times. Other experiences of self-tuning control in pilot scale have been reported by Yust et al (1987).

Normally the natural process disturbances cause sufficient excitation of the DO concentration for updating the controller parameters. When the external disturbances are too small the tuning is automatically switched off. The experiences of the controller behaviour so far have been favourable. The DO concentration is kept very close to its setpoint under several operating conditions. The control authority of the blowers is the limiting factor.

The self-tuning controller above does not give an explicit estimate of both $k_L a$ and the

oxygen uptake rate, but calculates the controller parameters directly. From the DO control point of view the respiration can be considered a time-varying bias disturbance and can not be identified separately from $k_L a$ unless separate disturbances are made.

The problem of simultanous estimation and control has been solved by Holmberg (1986). A small excitation signal is added to a non-linear controller of the DO. This will track both $k_L a$ and the respiration efficiently, while keeping the DO at a desired setpoint. No a priori assumption is made about the variability of the two parameters. They are allowed to vary in the same time scale. The combination of probing and optimal control makes this controller a special case of a dual controller. It is currently being tested in full scale at the Malmö Sewage works in southern Sweden.

The choice of DO setpoint is a crucial question for the control. In a nitrifying system the sensitivity to DO levels is even more crucial. One method to relate the DO setpoint to the nitrification rate is proposed by Sekine et al (1985). In a plug flow system the DO concentration usually displays a typical profile. The shape of the profile reflects the respiration rate and can be used to determine the necessary aeration (Olsson-Andrews (1978)). Results from profile analysis have shown clearly that DO control can not be based on only one DO sensor at the outlet.

The traditional assumption of a constant DO set-point may not be optimal. Instead there are indications, that some periodic set-point change may influence the process favourably. One example is the use of anoxic zones in the inlet area of the aerator. The Käppala experience (Olsson-Rundqwist-Eriksson-Hall (1985)) shows that a constant value of the setpoint may not be optimal. In order to obtain a high effluent quality the sludge needs to have a combination of good clarification and thickening properties. It has appeared, that the controlled aerator contained more irregular flocs than an uncontrolled aerator in parallel. The irregular floc shapes resulted in good clarification properties but slightly poorer thickening quality. The results indicate that a time-varying set-point may be favourable for a high quality effluent. Similar results have been reported by Speirs et al (1985).

A time-varying setpoint can be understood by a mixed population model having two competing organism types, floc-forming and filamentous organisms. A constant DO concentration would favour one or the other population type. However, a time varying DO concentration can result in the co-existence of both population types (Hermanowizc (1987).

Another interesting way of DO control has been reported by Watts et al (1985). Instead of controlling the diffused air by butterfly valves a novel approach was used. The differential pressure head was adjusted by adjustable weirs on the outlet weir. It was found that for a 10 cm drop in liquid level the air flow was increased by 30%.

Sludge Inventory Control

There are basicly three control variables for the sludge inventory in an activated sludge system. The waste activated sludge (WAS) flow rate controls the total sludge mass in the system. The sludge distribution within the system is controlled by the step feed flow distribution or the return activated sludge (RAS) flow rate. The former can dynamically redistribute the sludge within the aerator while the latter can shuffle sludge between the settler and the aerator. This paper gives only a brief outline of the problems while a more detailed discussion can be found in Olsson (1987).

The WAS flow rate is used to control the average solids inventory in the aerator-settler system. With the sludge wastage the sludge retention time (SRT) can be kept at a desired level. The traditional sludge age formula is a steady state calculation and does not take short term fluctuations into consideration. Therefore it has to emphasized, that the SRT calculation has to be based on sludge concentration and flow rates averaged over several days.

Return sludge control is the topic for many contradictory conclusions. The recycle flow rate can only redistribute the sludge content between the settler and the aerator, and the average sludge mass of the system cannot be controlled in this way. The two most common practical control principles are either constant return sludge flow rate or influent flow ratio control. The influent flow ratio control appears to have several difficulties and is seldom used consistently.

The constant return sludge flow strategy is often found empirically to be better (Nelson et al (1985).

The traditional control schemes do not take into consideration how the concentration varies in the aerator or how the settling conditions change. There is always a return sludge dilution connected with an increasing flow rate. The purpose of an increasing return sludge flow rate can be to increase the sludge content of the aerator. The result may be an decrease of dissolved BOD due to more activity. The increased hydraulic load, however, may influence the clarifier efficiency, so that what is improved in dissolved BOD is lost by an increase in effluent particulate BOD.

The use of step feed for dynamical control has been recognized for a long time (Torpey (1948)) but has been used quite seldom, despite its many interesting possibilities. Its use should be carefully evaluated. Basicly, step feed control makes it possible to transport the sludge between different parts of the aerator. Consequently it gives an interesting way of taking care of large hydraulic or organic chock loads or toxic spills. It can also be used to prevent process failures due to poorly settling sludge or bulking sludge.

6. Knowledge base systems

It is clear that there is still very little, if any, coordination between the local control loops in most treatment plants. The control loops are primarily designed to respond to minor disturbances rather than major process upsets. There is still a significant lack of on-line instruments and precise quantification of the process knowledge. Therefore the man in the loop will play an important role, even if the degree of automation in the plants will increase.

The time-scale also determines where computer control or guidance is successful. It is not only for the fastest control loops that the computer can assist, but also for the very slow dynamics. The plant operator or manager will have problems to observe the gradual changes that take place in the weekly and monthly timescales. Therefore it is inevitable that a knowledge-based (or expert) system would sooner or later be called for.

In some early implementations of computer systems in wastewater treatment systems the software contained some simple rules for control actions in the event of major deviations from normal operating modes. Some accumulated process knowledge was used in 1977 in two papers to design a more elaborate control system. Gillblad-Olsson (1977) defined some operational states that were associated with specific combinations of control actions. The system was implemented at a municipal treatment plant. Tong et al (1977) used fuzzy (or multiple-valued) logic was used to formulate linguistic rules for control actions. Already in 1974 a rule-based system for computer-assisted operation of anaerobic digesters was developed in the USA (Koch et al (1974)). This was followed up in 1984 by a knowledge-based system, coded in a different way by using about the same logic (Maeda (1984)).

The process diagnosis part of control seems to be a crucial step. The purpose is to obtain maximum use of the combination of on-line instruments, process models, human observations and laboratory analysis. In a typical operational mode the computer may alert the operator from direct readings of sensors and from estimated parameters. In a knowledge based diagnosis system the operator may input his own observations. The computer can help to reason and suggest further off-line and laboratory tests to trace the process fault. This kind of backward reasoning has the potential to be a good supplement for the operator.

The area of applied artificial intelligence is receiving increasing attention in the field of water resources in general (Patry-Gall (1987)) and wastewater engineering in particular. Research is being performed to develop failure diagnosis/prevention expert systems that can assist the operator.

7. Conclusions

The primary goal of operation, to keep the plant running, can be reached to a large extent with automation of local loops. There is still a long way to go before many plants allow a more flexible control to further extend the performance of the processes. If quality indices are

included in the control performance there are very few implemented control loops today. However, with better aerator and sludge inventory control there is a good chance for both improved quality and energy savings. The operator can also make use of new developments in knowledge based systems so that diagnosis and fault detection procedures can extend his capabilities.

References

Andrews, J. F. (1974) Dynamic Models and Control Strategies for Wastewater Treatment Processes , Water Res., 8, 261--289.

Åström, K. J. (1985) A Simnon Tutorial, Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology, Lund, Sweden

Beck, B. (1986) Identification, Estimation and Control of Biological Waste-water Treatment Processes, IEE Proceedings, 133, 254--264.

Campbell, H. W. and P. J. Crescuolo (1985) Automatic Control of Polymer Addition for Sludge Conditioning. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed.), IAWPRC, Pergamon Press, 383--390.

Dold, P. L. and G. v. R. Marais (1986) Evaluation of the General Activated Sludge Model Proposed by the IAWPRC Task Group. Journal of Water Science Technology, 18, 63--89.

Flanagan, M. J., B. D. Bracken and J. F. Roesler (1977) Automatic Dissolved Oxygen Control. Proc. Am. Soc. Civil Engrs, J. of the Environment Engineering Division, EE4, 103, 707--722.

Garber, W. F. and J. J. Anderson (1985) From the Standpoint of an Operator---What is Really Needed in the Automation of a Wastewater Treatment Plant. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed.), IAWPRC, Pergamon Press, 429--442.

Gillblad T. and G. Olsson(1977) Computer Control of a medium-sized Activated Sludge Plant. Prog. Water Technol., 9, 427--433.

Hellström, B. G., P. Vopatek and A. Österman (1984) Ferrous Sulphate---Dissolution Tanks and a Computer Application for Controlling the Dosage at the Himmerfjπrden Sewage Treatment Plant, Vatten, Lund, Sweden, 40--45.

Hermanowicz, S. W. (1987) Dynamic Changes in Populations of the Activated Sludge Community: Effects of Dissolved Oxygen Variations. Journal of Water Science &Technology, 19, 889--895.

Holmberg, U. (1986) Adaptive Dissolved Oxygen Control and On-line Estimation of Oxygen Transfer and Respiration Rates. AIChE Annual Meeting, Miami Beach.

Holmberg, U. and G. Olsson (1985) Simultaneous On-Line Estimation of Oxygen Transfer Rate and Respiration Rate. Proceedings IFAC 1st Symposium on Modelling and Control of Biotechnological Processes, Noordwijkerhout, The Netherlands, 185--189.

Howell, J. A. and B. O. Sopido (1985) On-line Respirometry and Estimation of Aeration Efficiencies in an Activated Sludge Aeration Basin from Dissolved Oxygen Measurements. Proceedings IFAC 1st Symposium on Modelling and Control of Biotechnological Processes, Noordwijkerhout, The Netherlands, 191--198.

Koch, C. M. and W. Wankoff (1974) An Experiment in Computer Assisted Control of the Anaerobic Digestion Process at Philadelphia's Northeast Pollution Control Plant. Proc. 47th Ann. Water Pollut. Control Federation Conf.

Kynch, G. J. (1952) A Theory of Sedimentation. Transactions of the Faraday Society, 48, 166.

Maeda K. (1984) A Knowledge Based System for the Wastewater Treatment Process. Preprints 9th IFAC World Congress, Budapest, Hungary, IV, 89--94.

Manning, A. W. and D. M. Dobs (1980) Design Handbook for Automation of Activated Sludge Wastewater Treatment Plants, USEPA 600/8-80-028, Municipal Environmental Research Laboratory, Cincinnati, OH 45268, USA.

Nelson, J. K. and T. E. Buckeyne (1985) Computer Control at the Metro Denver Sewage District. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewate Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed.), IAWPRC,

Pergamon Press, 497--503.

Olsson, G. (1985) Control Strategies for the Activated Sludge Process, Comprehensive Biotechnology, Pergamon Press, chapter 65, 1107--1119.

Olsson, G. (1987) Automation of Wastewater Treatment Plants. Paper EWPCA symposium and IFAT exhibition, Munich, May.

Olsson, G. and O. Hansson (1976) Stochastic Modelling and Computer Control of a Full Scale Wastewater Treatment Plant. Proc. Symposium on Systems and Models in Air and Water Pollution. The Institute of Measurement and Control, London.

Olsson, G. and J. F. Andrews (1978) The Dissolved Oxygen Profile---a valuable Tool for the control of the Activated Sludge Process, Water Research , 12, 985--1004.

Olsson, G. and D. Chapman (1985) Modelling the Dynamics of Clarifier Behaviour in Activated Sludge Systems. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed.), IAWPRC, Pergamon Press, 405--412.

Olsson, G., L. Rundqwist, L. Eriksson and L. Hall (1985) Self-tuning Control of the Dissolved Oxygen Concentration in Activated Sludge Systems. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed.), IAWPRC, Pergamon Press, 473--480.

Olsson, G., U. Holmberg and A. Wikström (1985) A Model Library for Dynamic Simulation of Activated Sludge Systems. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed.), IAWPRC, 721--728.

Olsson, G and J. Stephenson (1985) The Propagation of Hydraulic Disturbances and Flow Rate Reconstruction in Activated Sludge Plants. Environmental Technology Letters, 6, 536--545.

Olsson, G., J. Stephenson and D. Chapman (1986) Computer Detection of the Impact of Hydraulic Shocks on Plant Performance, WPCF, 58, 954--959.

Patry G. and B. Gall (1987) Expert System for the Identification of Wastewater Treatment Alternatives. Soc. for Computer Simulation San Diego, California.

Pflanz, P. (1969) Performance of (Activated Sludge) Secondary Sedimentation Basins. Advance in Water Pollution Research (S. H. Jenkins ed.), Pergamon Press, London.

Rundqwist, L. (1986) Self-tuning Control of the Dissolved Oxygen Concentration in Activated Sludge Systems. Licentiat Thesis, Report TFRT-3180, Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology, Lund, Sweden.

Schlegel, S. (1985) Control of the Sludge Gravity Thickening Process. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed.), IAWPRC, Pergamon Press, 391--396.

Schlintz J. H., J. R. Grinker and H. E. Dedinsky (1985) Automated Instrument Monitoring System at Milwaukee's South Shore Wastewater Treatment Plant. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems. Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake, ed.) IAWPRC, Pergamon Press 277--285, 737--739

Sekine, T. et al (1985) Advanced Control Strategies for the Activated Sludge Process. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed.), IAWPRC, Pergamon Press, 269--276.

Speirs, G. W., R. D. Hill and P. J. Laughton (1985) Wastewater Treatment Plant Selection and Refit for Demonstration of Direct Computer Control---The Tillsonburg, Ontario Experience. Proc. of a Seminar on Instrumentation and Control Systems in Wastewater Treatment Plants, Pollution Control Association of Ontario, Burlington, Ontario.

Stehfest, H. (1984) An Operational Dynamic Model of the Final Clarifier. Trans. Inst. M. C., 6, 160--164.

Stenstrom, M. K. (1975) A Dynamic Model and Computer Compatible Control Strategies for Wastewater Treatment Plants. Ph.D. dissertation, Clemson University, Clemson, S. C., USA.

Stenstrom, M. K. and J. F. Andrews (1979) Real-time Control of Activated Sludge Process. Proc. Am. Soc. Civil Engrs, J. of the Environment Engineering Division, EE2, 105, 245--260.

Tong, R. M., M. B. Beck and A. Latten (1980) Fuzzy Control of the Activated Sludge Wastewater Treatment Process, Automatica, 16, 695--701.

Torpey, W. N. (1948) Practical Results of Step Aeration. Sewage Works J., 20, 781--788.

Watts, J. B. and K. Evans (1985) An Operational Users Approach to the Introduction and Implementation of ICA to a Large Inland Sewage Works. Symp. Instrumentation and Control of Water and Wastewater Treatment and Transport Systems, Advances in Water Pollution Control (R. A. R. Drake ed), IAWPRC, Pergamon Press, 311--322.

Yust, L. J. and J. A. Howell (1987) Application of a Self-tuning Regulator to Control Dissolved Oxygen in an Activated Sludge Plant. WPCF

DYNAMICS AND CONTROL OF WASTEWATER TREATMENT PLANTS[1]

John F. Andrews
November 10-11, 1987

I. INTRODUCTION

A. Need for improved understanding of dynamic behavior and application of modern control systems in wastewater treatment.

1. Large temporal variations in plant influent.
2. Gross process failures (bulking sludge, sour digesters).
3. Variations in plant efficiency.
4. Stringent effluent requirements.
5. Increased operating costs.

B. Potential benefits from understanding dynamic behavior and applying modern control systems.

1. Performance
2. Productivity
3. Process stability
4. Reliability
5. Operating personnel
6. Operating costs
7. Dynamic operation
8. Variable efficiency operation

C. Coverage of this presentation.

1. Process dynamics
2. Mathematical modeling
3. Computer simulation
4. Process control

II. PROCESS DYNAMICS

A. Concept of change with respect to time.
B. Need for control brought about by change with respect to time.
C. Dynamics not given enough consideration in design.

1. Most design formulae based on "steady state" thinking.
2. Most designs attempt to take care of variability by provision of extra capacity which can be expensive.
3. Many designs do not give adequate attention to the influence of operational procedures on process behavior.

[1]Presented at the 10th Symposium on Wastewater Treatment, Montreal, Canada, November 10-11, 1987.

[2]Professor, Department of Environmental Science and Engineering, Rice University, Houston, Texas

D. Design of plants and their control systems should be integrated. Both can influence:

1. Performance of existing plants.
2. Required sizes of new plants.
3. The design engineer and the control engineer must learn to speak each others' languages.

III. MATHEMATICAL MODELING

A. Use simplest model which will adequately describe behavior.

1. Models which are too complex are subject to either misuse or disuse.
2. In process operation, can usually compensate for uncertainty in model by use of feedback control.

B. Classification of models.

1. Steady state vs. dynamic.
2. Design formulae vs. operating formulae.
3. Deterministic vs. stochastic.
4. Mechanistic vs. empirical.

C. Evolutionary nature of models.
D. Development of a simple dynamic model.

1. A tracer test on a reactor.
2. Continuous flow, stirred tank reactor.
3. Material balance on the tracer.

IV. COMPUTER SIMULATION

A. The obtaining of solutions to equations or models.
B. Physical simulation - planetariums, pilot plants.
C. Computer simulation.

1. Computation bottleneck existed prior to advent of computer.
2. Very little development of dynamic models prior to advent of computer since most engineers, being practical people, said "Why set up equations when they can't be solved?"
3. Conventional programming languages - take considerable time to learn and not oriented toward solution of differential equations (dynamic models).
4. Simulation languages - easy to learn (less than 4 hours) and oriented toward solution of dynamic models.

IV. C. 5. A disadvantage of computer simulation - too easy and too fast! Can easily lose touch with reality and generate large quantities of worthless results.
6. Need for model validation.

D. Example CSMP program for CFSTR with inert tracer input.
E. Simulated response of CFSTR to standard inputs.

V. CONTROL STRATEGIES

A. Primarily involved with the handling of information.
B. Comparison between materials, energy, and information handling.

1. A relatively new tool now available to assist man in information handling - the digital computer.

C. Process control as information flow.

1. Collection.
2. Transporting.
3. Storing.
4. Processing.
5. Distribution.
6. Feedback.

D. Basic questions to be answered in developing control strategies.

1. What is the objective of the control strategy?

a. Keep the plant running - in other words, avoid gross process failure.
b. Meet the effluent requirements.

(1) If possible.
(2) If reasonable.

c. Reduce operating costs

2. What measurements should be made for initiation of control?

a. Where should the measurement be made?
b. What accuracy is required?
c. Required frequency of measurement?
d. Time required for making the measurement?
e. Availability of on-line sensors?

3. How should the information be transmitted?

V. B. 3. a. Manual or automatic transmission?
b. Breaking of control loop by filing information without transmission.
c. Link laboratory computer with process control computer for sure transmission of data.
d. Distributed control using microprocessors and data highways.

4. What variables should be manipulated to change unsatisfactory behavior?

a. Prevailing philosophy in plant design - provide minimum number for variables for manipulation and attempt to take care of fluctuations in plant inputs and environmental conditions by provision of additional capacity - "steady state" thinking!
b. Number of variables which can be manipulated is thus very limited in conventional plant designs.
c. Need for more flexibility in design so that operating engineer can exert more control over process.

5. How should the information be processed in order to establish the type and amount of control to be exerted? A variety of techniques are available.

a. Conventional feedback control algorithms.
b. Feedforward control based on history (time-series models).
c. Feedforward control based on mechanistic dynamic models.
d. Optimal control.

ELIMINATION DE LA POLLUTION PHOSPHOREE PAR VOIE BIOLOGIQUE

PRINCIPE ET MISE EN OEUVRE INDUSTRIELLE

J.M. AUDIC*, M. MEGANCK*, G. CARRAND**, G.M. FAUP*

* Centre de Recherche Lyonnaise des Eaux-Degrémont
38 rue du Président Wilson - 78230 Le Pecq

** Degrémont
183 avenue du 18 Juin 1940 - 92500 Rueil Malmaison

INTRODUCTION

Le rôle du phosphore dans les phénomènes d'entrophisation ou de dystrophie des milieux naturels est maintenant bien connu. Il apparait comme étant encore plus que l'azote l'élément de régulation de la prolifération des populations micro et macroalgales des milieux aquatiques. En conséquence, des normes de rejet pour les substances phosphorées (phosphore total en P) ont été établies :

Niveau PT1 : 80 % d'élimination sur 24 heures
Niveau PT2 : 1 $mg.l^{-1}$ sur un échantillon moyen de 2 heures

Ces normes sont actuellement de plus en plus demandées en France par les Agences de Bassins.

Pour atteindre ces niveaux de rejets, il était classiquement utilisé les phénomènes de précipitation physico-chimique (chlorure ferrique, chaux etc...). Si ces méthodes donnent toute satisfaction quant à la qualité obtenue, elles induisent un surcoût pour le bilan d'exploitation de l'installation. D'une part, par la dépense liée directement à l'achat de réactif, d'autre part, par le fait que la précipitation entraîne une production de boues non négligeable (10 mg de boue par mg de P éliminé) ceci grèvant le budget de traitement et de transport des boues.

Depuis quelques années se développe une autre méthode pour assurer

l'élimination du phosphore : l'élimination biologique.

C'est en fait un transfert de phosphore de la phase liquide (eau brute) vers la phase solide (boue activée) par stockage intracellulaire.

Ainsi la boue activée s'enrichit progressivement en phosphore jusqu'à des teneurs très importantes (> 10 % en conditions de laboratoire). Il est alors aisé par simple soutirage des boues en excès d'assurer l'élimination du phosphore.

Le présent papier se propose à travers les résultats obtenus sur pilote de laboratoire de préciser les paramètres qui contrôlent l'élimination biologique du phosphore.

I - ETUDE PILOTE DE LABORATOIRE

Pour mener cette étude un pilote de type phoredox modifié a été utilisé (Malnou et al, 1984). Le schéma est donné sur la figure 1.

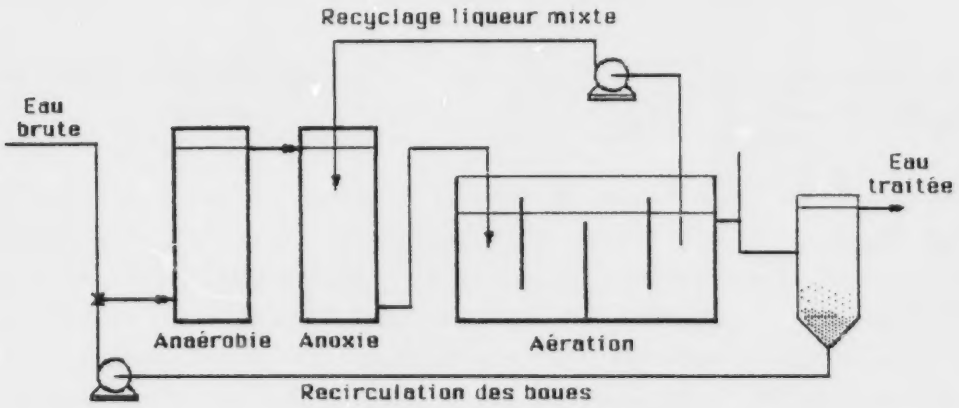


FIG.1. Schéma du pilote Phoredox modifié

Le bassin anaérobie de 8 litres de volume utile est équipé d'une agitation mécanique de fond. Il reçoit les eaux brutes ainsi que la recirculation des boues de l'ouvrage de séparation final.

Le réacteur anoxique de même configuration que le bassin précédent est alimenté en partie supérieure par l'effluent de la zone anaérobie et par le recyclage de liqueur mixte.

Le bassin aéré est constitué de quatre bassins en série de volume unitaire de 3 litres. Aération et brassage sont assurés par de l'air surpressé distribué dans chaque compartiment à travers des poreux.

Enfin, un clarificateur final cylindro conique de 2,8 litres de volume sépare boue activée et eau traitée.

Le pilote a été ensemencé avec une boue provenant d'une station de traitement d'eau résiduaire faible charge nitrifiante.

L'eau brute d'alimentation était collectée après dégrillage grossier puis finement tamisée à 0,5 mm avant son introduction dans le pilote.

Le débit d'alimentation est fixé à 2 $l.h^{-1}$ ce qui donne pour chaque bassin le temps de séjour nominal suivant :

zone anaérobie : 4 heures
zone anoxie : 4 heures
zone aérée : 6 heures

Ce pilote a été maintenu en opération pendant 400 jours. Les résultats moyens relevés pendant cette période sont les suivants :

TABLEAU I

	Entrée	Sortie	% élimination
Matières en suspension	259 ± 122	34 ± 74	87 %
DCO total	616 ± 132	< 50	92 %
DCO soluble	306 ± 93		
NTK	77,2 ± 22,8	6,3 ± 10,2	92 %
$N\text{-}NO_3^-$		12,2 ± 7,2	
P Total	14,0 ± 4,2	6,3 ± 5,1	55 %
P soluble	10,3 ± 3,1	5,0 ± 4,4	51 %

Les performances atteintes avec ce pilote phoredox modifié montrent que l'élimination des matières en suspension, de la DCO et de l'azote est très similaire à celle obtenue avec un procédé classique de nitrification - dénitrification. De plus, il fut possible d'obtenir une élimination du phosphore supérieur à 80 % pendant au moins deux mois pleins. En dehors de ces deux périodes, la dispersion des résultats est très grande variant d'une élimination totale à l'absence de réaction.

L'élimination biologique du phosphore apparait donc comme un processus particulièrement sensible aux conditions opératoires. Il est donc nécessaire d'approfondir les résultats pour, à travers la connaissance des mécanismes de base, mettre en exergue le ou les paramètres pouvant contrôler l'élimination biologique du phosphore.

Les phénomènes mis en jeu sont complexes, schématiquement, il est possible de séparer les réactions intervenant en zone anaérobie de celles se réalisant sous des conditions aérobies. Pour les procédés assurant en plus une élimination de l'azote, la zone anoxique, caractérisée par la présence de nitrates donc d'oxygène liée, est assimilée à une zone aérée.

Les étapes suivantes peuvent être mises en évidence (fig. 2) (Comeau et al, 1987 ; Méganck et Faup, 1987).

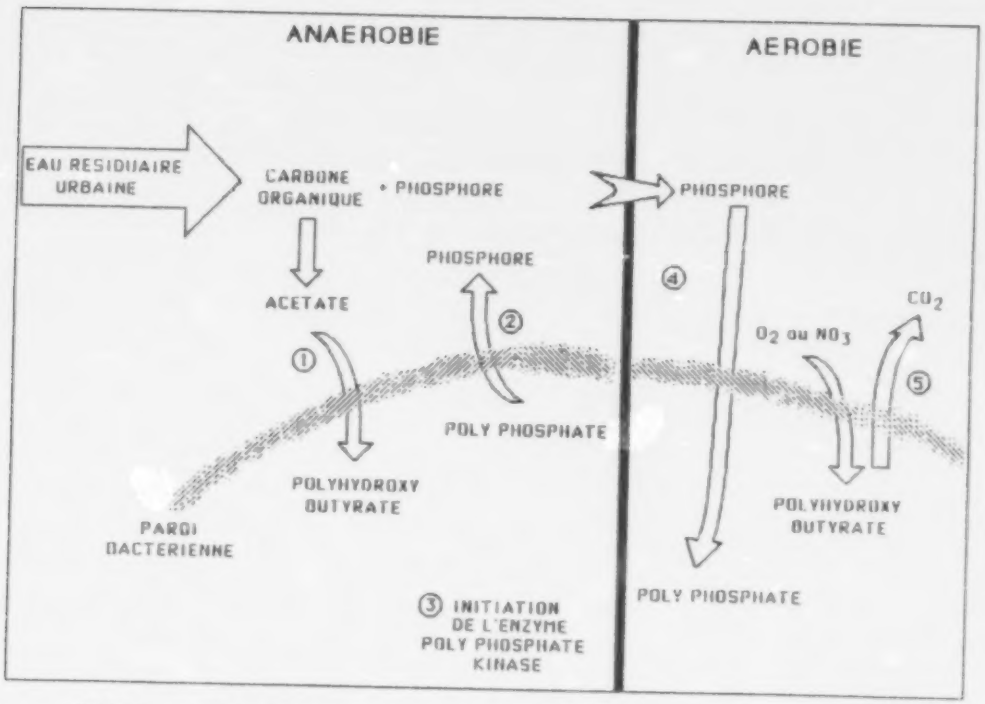


FIG.2. Principales étapes de la déphosphatation biologique

Zone anaérobie :

- synthèse de réserves de polyhydroxybutyrate (PHB) via l'acétate produit à partir du carbone de l'eau brute,

- relargage par les micro-organismes déphosphatants du phosphore inorganique,

- initiation du système enzymatique polyphosphate kinasique (T'Seyen et al 1985).

Zone aérobie :

- consommation des réserves de PHB,

- suraccumulation du phosphore sous forme de granules poly-P par l'expression du système enzymatique préalablement initié.

Il est évident que ces réactions se produisent simultanément dans chaque zone.

Une première constatation est l'existance d'une étroite interdépendance entre les réactions initiées en anaérobiose et celles se développant en aérobiose.

Les résultats expérimentaux viennent illustrer ce phénomène par l'obtention d'une corrélation précise entre la quantité de phosphore relarguée sous absence d'oxygène et la proportion assimilée en aérobie (fig. 3).

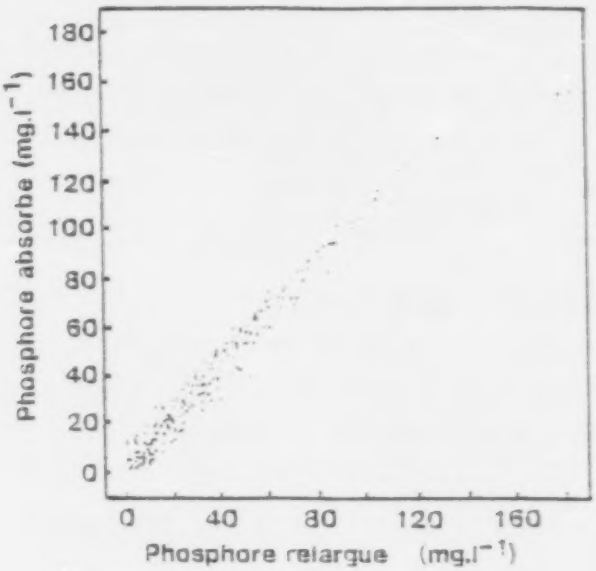


FIG.3. Corrélation entre le phosphore absorbé en zone aérée et le phosphore relargué en anaérobie

De plus, une relation entre le phosphore relargué et le pourcentage final de phosphore éliminé est observée ; ce dernier point représenté sur la figure 4 tendrait à prouver que le maintien d'une déphosphatation biologique active passe par une optimisation du processus de relargage en anaérobiose.

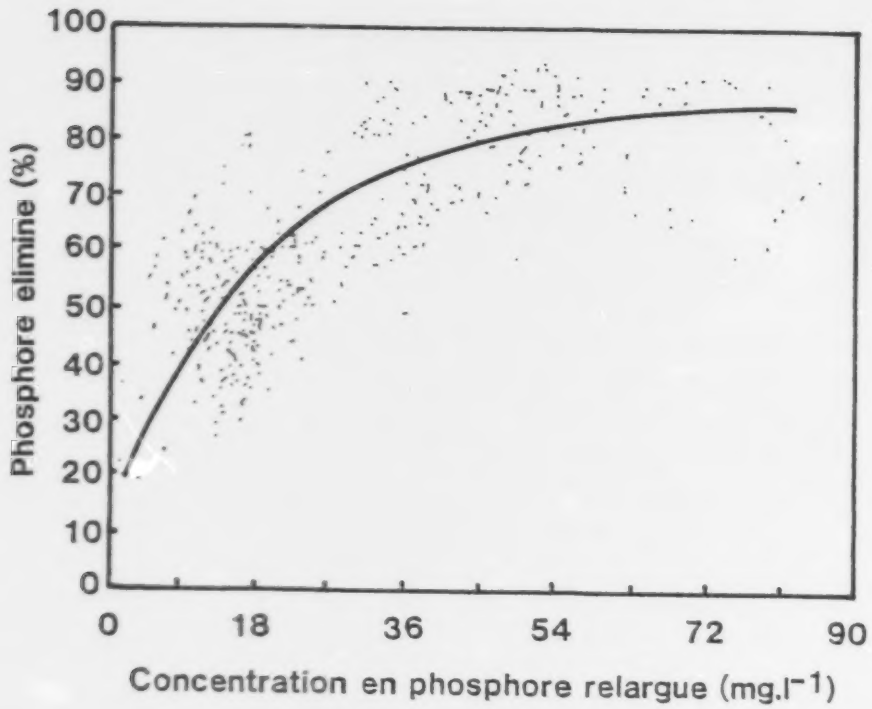


FIG.4. Relation entre relargage en zone anaérobie et pourcentage d'élimination

Il est alors nécessaire de connaitre les paramètres contrôlant et impliquant les phénomènes d'excrétion de molécules du phosphore inorganique de la cellule vers le milieu extérieur.

- Importance du carbone organique

Des essais menés en flacons hermétiquement scellés ont consisté à mesurer le relargage du phosphore par la boue de notre pilote en fonction d'ajouts croissants d'acétate de sodium. Les profils obtenus (fig 5) sont éloquents.

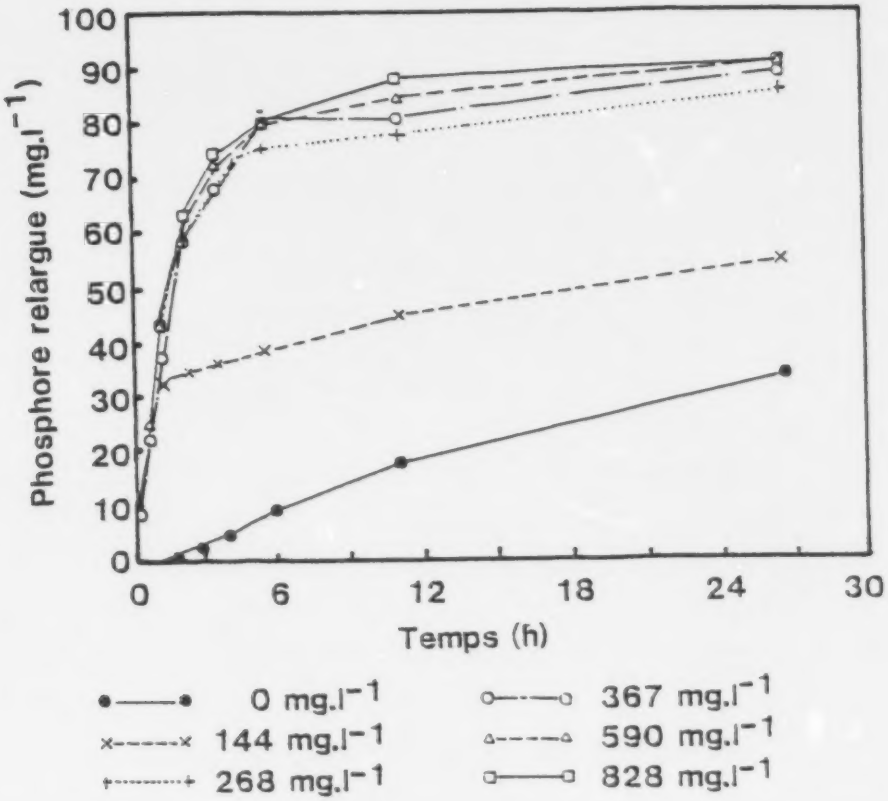


FIG.5. Profils de relargage du phosphore en fonction de la quantité d'acétate ajoutée (exprimée en DCO)

A partir de ces courbes, il est possible de déduire la quantité de phosphore relarguée par mole d'acétate dégradé, ratio qui, dans nos conditions expérimentales se situe à 1 mole par mole, résultat très proche des valeurs rencontrées dans la littérature (Comeau et al, 1987).

Il est alors tentant au vu de ces résultats de rapprocher les valeurs obtenues sur notre pilote en élimination de phosphore avec les teneurs en DCO de l'eau brute.

Si une tendance générale à la proportionnalité est conservée, la dispersion des points est infiniment plus importante et aucune relation mathématique ne peut être raisonnablement déduite.

Cette constatation amène à formuler plusieurs hypothèses, soit la DCO n'est pas représentative du carbone assimilable en anaérobiose, soit d'autres paramètres influent sur le phénomène de relargage.

- Influence du nitrate

Des expériences sont alors conduites pour tester l'influence du nitrate sur le relargage du phosphore. Les courbes obtenues en batch (fig 6) montrent clairement que la réduction des nitrates se fait préalablement aux phénomènes de relargage.

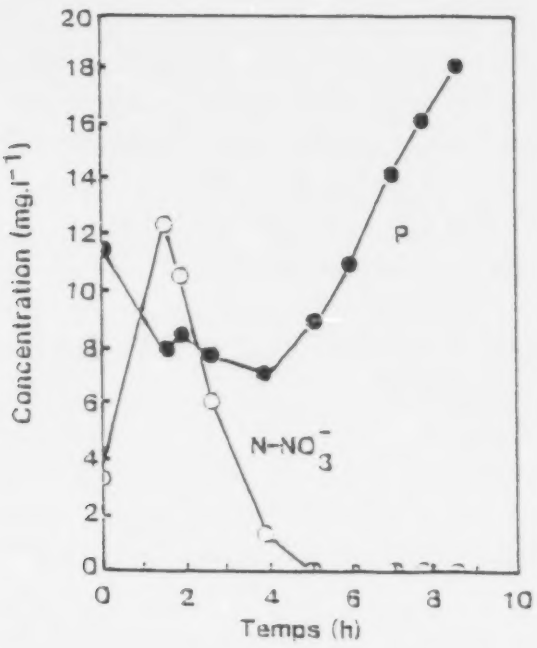


FIG.6. Influence du nitrate sur le relargage du phosphore

Le nitrate peut intervenir de diverses manières :

D'une part, les voies fermentatives des bactéries acétogènes sont inhibées, le nitrate jouant le rôle d'accepteur final d'électrons.

D'autre part, le carbone facilement assimilable va être consommé prioritairement par les réactions de dénitrification et ne sera plus disponible pour les mécanismes de relargage de phosphore.

L'action défavorable du nitrate se fait ainsi à travers la disponibilité en carbone organique, ce qui peut expliquer que sous certaines conditions (excès de carbone bioassimilable) un relargage du phosphore peut se faire conjointement à la dénitrification (Gerber et al, 1987).

Le phénomène de relargage du phosphore est donc intimement lié à la quantité de carbone disponible dans la zone anaérobie c'est-à-dire à la fraction de la DCO facilement assimilable et sera perturbé par tout élément susceptible d'entraîner prioritairement la consommation de ce carbone (taux d'oxygène, présence de nitrates).

La potentialité d'une eau à assurer une élimination du phosphore est donc fonction directement de la quantité de carbone susceptible d'être convertie en acétate puis en PHB sous les conditions d'anaérobiose.

Or, le concepteur de station n'est pas maitre de ce paramètre. Il pourra bien évidemment limiter les retours de nitrate ou les entrées d'oxygène en zone de relargage du phosphore de façon à optimiser les réactions qui s'y déroulent mais il ne pourra aller au-delà des possibilités offertes par les caractéristiques de l'eau brute.

Cette constatation entraîne un problème sérieux lorsque la norme d'élimination demandée ne peut être atteinte compte tenu de la concentration en carbone assimilable présente dans l'eau à traiter.

Plusieurs solutions peuvent alors être ensisagées :

- Meilleure utilisation du carbone présent dans l'eau brute (hydrolyse des matières en suspension)
- Apport d'une source de carbone exogène
- Couplage de la déphosphatation biologique avec une précipitation physico-chimique.

C'est cette dernière solution qui a été retenue pour la station d'épuration de la ville de Roanne. Elle combine en effet l'économie de l'épuration biologique avec la sécurité de la précipitation physico-chimique.

II - STATION D'EPURATION DE ROANNE

Le schéma retenu pour cette station reprend le principe du phoredox modifié. Son diagramme de fonctionnement est donné dans la figure 7.

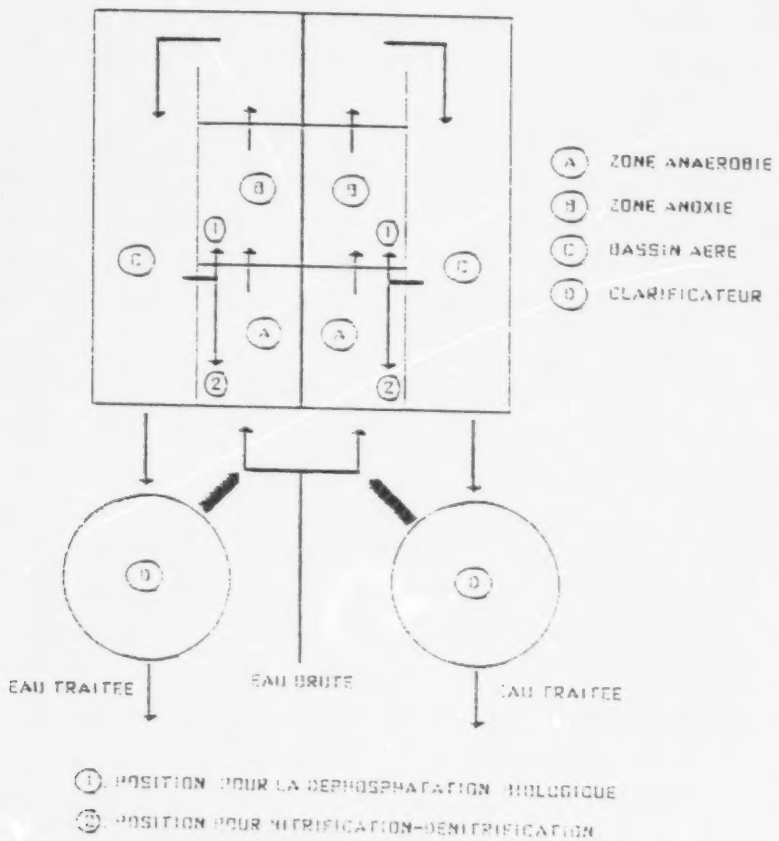


FIG.7. Schéma de la station de Roanne

Deux ensembles identiques composent la station.

L'eau brute est admise après pré-traitement dans le réacteur anaérobie de 2426 m^3 puis transite en zone anoxie (V = 2426 m^3) puis dans la zone aérée de volume égale à 7278 m^3. La liqueur mixte est ensuite envoyée sur un clarificateur de 54 m de diamètre.

Son originalité repose sur la compacité des bassins de traitement et sur l'utilisation de clarificateurs avec succion des boues de façon à minimiser leur temps de séjour dans cet ouvrage, la présence de conditions anaérobies risquant d'induire des relargages de phosphore qui seraient alors responsable d'une altération rapide de la qualité de l'eau traitée.

De plus, cette station est conçue de manière suffisamment souple pour assurer la déphosphatation pendant les périodes où existent des risques d'eutrophisation et pour fonctionner de façon classique (nitrification-dénitrification avec zone anoxie en tête) pendant le reste de l'année.

Les résultats des études pilote menées sur le site ont montré que la voie biologique permettait d'assurer environ 50 % d'élimination du phosphore compte tenu que la qualité de l'eau brute et que le niveau de rejet demandé ne pouvait être atteint qu'avec un complément par précipitation physico-chimique.

CONCLUSION

Si la déphosphatation biologique commence à être bien comprise du point de vue des mécanismes mis en oeuvre, il est un paramètre plus difficile à mesurer c'est la quantité de carbone disponible pour ces réactions. Or nous avons vu que l'élément limitant, donc imposant l'efficacité de l'élimination biologique est bien ce paramètre.

Pour des eaux résiduaires urbaines telles qu'elles existent en France, il est indispensable pour préciser la quantité de phosphore éliminable par

voie biologique de procéder à des études pilotes. Le couplage avec une précipitation physico-chimique sur le résiduel de phosphore assure le respect de la norme.

BIBLIOGRAPHIE

COMEAU Y, B. RABIONITZ, K.J. MALL and W.K. OLDMAN (1987)
Phosphate release and uptake in enhanced biological phosphorus removal from wastewater. J. Wat. poll. control Fed., 59 : 707-715.

GERBER A., E.S. MOSTERT, C.T. WINTER and R.M. de VILLIERS (1987)
Interactions between phosphate, nitrate and organic substrate in biological nutrient removal processes. Wat. Sci. Tech., 19, 183-194.

MALNOU D., M. MEGANCK, G.M. FAUP and M. du ROSTU (1984)
Biological phosphorus removal : study of the main parameters. Wat. Sci. Tech., 16 : 173-185.

MEGANCK M. and G.M. FAUP (1987)
Enhanced biological phosphorus removal from wastewaters, to be published in Biotreatment systems, vol III, D. Wise Ed., CRC Press, 1987.

T'SEYEN J., D. MALNOU, J.C. BLOCK and G.M. FAUP (1985)
Polyphosphate kinase activity during phosphate uptake by bacteria. Wat. Sci. Tech., 17 : 43-56.

PREDICTION OF STABILIZATION PONDS EFFLUENT QUALITY

Rodolfo Sáenz, C.E., Dipl. S.E.
CEPIS/PAHO/WHO

SUMMARY

In many conventional wastewater treatment plants, the effluent quality requirements can be achieved through an appropriate operation. In stabilization ponds good operation is important, but the effluent quality is determined by weather conditions, mainly temperature and sunlight. Whenever engineers design stabilization ponds, they are aware that water quality will change from month to month, from week to week, and even from day to day. However, sanitary authorities expect them to report the effluent quality.

For indiscriminate irrigation with treated wastewater, the bacteriological quality must be appropriate. This means that the concentration of Fecal coliforms must be below 1,000/100 mL (MPN FC<1,000/100 mL). The literature reports that this can be achieved with 3 or 4 stabilization ponds in series. But, when and how?

CEPIS has been successful in using a mathematical model for the prediction of stabilization ponds effluent quality. The model has been calibrated through batch tests made in the field. In Lima, Peru, there are only two seasons: cloudy and sunny season. A calibration test was carried out during each season. The model assumes that Chick's law rules bacterial decay in stabilization ponds under batch conditions. Thus, the determination of the bacterial decay constant must be done under these conditions. During calibration, the following relation for the bacterial decay has been determined:

$$Kbt = Kb_{20} \cdot \Theta^{(T - 20)}$$

After calibration has been done, Kb (this means Kbt for a given water temperature) is known and we are able to know batch pond water quality through equation:

$$N = No\ e^{-Kb.t} \qquad \text{(Chick's Law)}$$

Where:

No = original bacteriological water quality
N = bacteriological quality after time t

Unfortunately, in real ponds we do not usually have batch conditions but continuous flow, and Chick's Law is modified by dispersion effect.

The dispersion factor is predicted in CEPIS model taking into consideration:

pond geometry (L, W, Z);
design and location of inlet-outlet structures;
rate of flow, seepage and evaporation (Q);
water temperature and sunlight (effect on Kb);
characteristics of raw wastewater (effect on Kb);
operation and maintenance.

Thus,

$$N = f(Kb, Q, L, W, Z, T, \text{sunlight}, O\&M) \cdot No$$

This model has been calibrated under batch conditions and verified under continuous flow conditions in the San Juan de Miraflores stabilization ponds in Lima, Peru. The same order of magnitude has been obtained for Fecal coliform concentration of model predicted and field values. Model BOD_5 values do not fit so well with actual field data because of algae decay effect, which is not considered in the model.

FECAL COLIFORM CONCENTRATIONS (MPN FC/100 mL)

AUGUST 1986 (T = 19.41 degr C)

	Waste stabilization ponds			
Raw wastewater	Primary	Secundary	Tertiary	Observations
9.30E+07	5.00E+06	3.00E+05	2.20E+04	Field values
	5.10E+06	3.02E+05	1.27E+04	Model prediction

FEBRUARY 1987 (T = 26.98 degr C)

	Waste stabilization ponds			
Raw wastewater	Primary	Secundary	Tertiary	Observations
9.80E+07	7.20E+06	3.20E+06	2.70E+05	Field values
	1.62E+07	3.97E+06	1.98E+05	Model prediction

BOD_5 CONCENTRATIONS (mg/L)

AUGUST 1986 (T = 19.4 degr C)

	Waste stabilization ponds			
Raw wastewater	Primary	Secundary	Tertiary	Observations
192.00	42.00	31.00	45.00	Field values
	63.42	24.07	7.17	Model prediction

FEBRUARY 1987 (T = 26.98 degr C)

Raw wastewater	Waste stabilization ponds			Observations
	Primary	Secundary	Tertiary	
246.00	62.00	59.00	53.00	Field values
	111.14	53.28	19.90	Model prediction

Models like the one presented in this paper are modifying the art of stabilization ponds design and operation into the science and engineering of stabilization ponds.

We believe that wastewater stabilization ponds permit the reduction of pathogens without chlorination and previous clarification in conventional treatment plants. This is very important in many areas of developing countries where there are neither the resources nor the skill to use technologies from developed countries.

PREDICTION OF STABILIZATION PONDS EFFLUENT QUALITY

1. Fundamental concepts

Stabilization ponds environment is hostile to pathogens, which decay following Chick's Law under batch conditions:

$$\frac{dN}{dt} = -Kb\ N \qquad (1)$$

where:

N = instantaneous concentration of pathogens
t = time (t)
Kb = decay rate constant (L/t)

Most stabilization ponds work under continuous flow conditions where the dispersion modifies the decay mecanism and equation (1) becomes:

$$\frac{\partial N}{\partial t} = D\ \frac{\partial^2 N}{\partial x^2} - U\ \frac{\partial N}{\partial x} - Kb\ N \qquad (2)$$

where:

D = coefficient of dispersion (L^2/t)
U = water velocity in flow direction (L/t)
x = distance in flow direction (L)

Equation (2) has been integrated by Wehner & Wilhelm 1/ and simplified by Thirumurthi 2/ for dispersion values (d = D/U L), lower than one (which occurs in most stabilization ponds):

$$\frac{N}{No} = \frac{4\ a\ e^{\left(\frac{1-a}{2 \cdot d}\right)}}{[1 + a]^2} \qquad (3)$$

where:

$$a = \sqrt{(1+4\ Kb\ R\ d)} \qquad (4)$$

d = D/U L
R = retention time (1/t)
No = pathogens concentration when t = 0

Good results can be obtained in the prediction of ponds effluent quality with equations (3) and (4) if values of Kb, R and d are known. Kb values can be obtained through batch tests in sites representing specific geographic areas. Kb determinations must be done for the different seasons, since it depends on temperature and sunlight. R can be determined if the rate of flow (Q), the Hydraulic Correction Factor HCF (see 3.2) and the three dimensions (L, W, Z) of the pond are known. The dispersion factor d is discussed in 2.

2. Dispersion in stabilization ponds

It has been assumed by some researchers that stabilization ponds work under piston flow conditions. If that is true, d = 0, and the pond effluent quality can be calculated with equation:

$$N = No\ e^{(-Kb\ t)} \qquad (3A)$$

Equation (3A) results from the integration of equation (1). Other researchers have assumed that complete mixing occurs in waste stabilization ponds. If this is so, d = infinite, and:

$$Q \cdot No + CHANGE = Q \cdot N$$
$$CHANGE = (dN/dt) \cdot V = -Kb \cdot N \cdot V$$
$$Q \cdot No + (-Kb \cdot N \cdot V) = Q \cdot N$$
$$No = Kb \cdot N \cdot R + N$$

$$\frac{N}{No} = \frac{1}{1 + Kb\ R} \qquad (3B)$$

(3B) is known as the complete mixing flow equation.

We know from experience that usage of equations (3A) and (3B) gives wrong results, because stabilization ponds work neither under piston flow conditions, nor under complete mixing. THEY WORK UNDER DISPERSE FLOW CONDITIONS, and only by means of equation (3) can we arrive to a right result.

2.1 The dispersion factor d. the main difficulty with equation (3) is that the dispersion factor d must be known.

In actual ponds, d can be determined by using tracers.

In projects (design) a model for the rectangular parallelopiped has been developed by Polprasert & Bhattarai 3/:

$$d = \frac{0.184\ [R\ \nu\ (W+2Z)]^{0.489}\ (W)^{1.511}}{(L \cdot Z)^{1.489}} \qquad (5)$$

where ν is the kinematic viscosity of water.

Sáenz 4/ has transformed this equation to express the kinematic viscosity ν in terms of water temperature (T) in degr. C.

$$d = \frac{1.158\ [R\ (W+2Z)]^{0.489}\ (W)^{1.511}}{(T + 42.5)^{0.734}\ (L \cdot Z)^{1.489}} \qquad (5A)$$

Equations (1), (2), (3), (4) and (5A) constitute the model proposed in this paper.

3. Calibration of the model

3.1 Calibration for climatic characteristics. In San Juan de Miraflores, Lima, Peru, there are 21 stabilization ponds. They are working as primary, secundary, tertiary and quaternary ponds. The water flow was interrupted in one of the primary ponds to maintain it under batch conditions. In the following tables, the obtained data and its processing are presented, in order to obtain Kb value (model calibration).

It will be observed that BOD data has also been obtained and processed following the same methodology. This can be done because the model presented for bacterial decay follows the same first order reaction that rules BOD decay (see equations 1 and 6):

$$\frac{dL}{dt} = -KL \qquad (6)$$

where:

L = instantaneous BOD value
K = BOD decay constant (L/t)

3.1.1 BOD decay

AUGUST (the coolest month of the year in Lima)

Date	Day	Temp. Gr. C	BOD_5 mg/L	Pond vol. (m^3)
AUG/20/86	0	20.0	45	7,158
AUG/25/86	5	19.0	35	6,313
AUG/26/86	6	19.5	26	6,201
AUG/28/86	8	20.5	10	5,967
SEP/08/86	18	21.0	7	4,312

Date	VOL BOD_5 kg/L	L/Lo	LN (L/Lo)	Regression Min. Squares
AUG/20/86	322.1100	1.0000	0.0000	-0.0009323
AUG/25/86	220.9550	0.6860	-0.3769	-0.6925543
AUG/26/86	161.2260	0.5005	-0.6921	-0.8308788
AUG/28/86	59.6700	0.1852	-1.6861	-1.1075276
SEP/08/86	30.1840	0.0937	-2.3676	-2.4907716

K = 0.13832 T = 19.41 degr C

FEBRUARY (The hottest month of the year in Lima)

Date	Day	Temp. Gr. C	BOD_5 mg/L	Pond vol. (m^3)
FEB/11/87	0	27.9	87	7,796
FEB/12/87	1	26.7	73	7,611
FEB/16/87	5	28.8	38	6,855
FEB/21/87	10	25.8	17	5,819

Date	VOL BOD_5 kg/L	L/Lo	LN (L/Lo)	Regression Min. Squares
FEB/11/87	678.2520	1.0000	0.0000	-0.0020363
FEB/12787	555.6030	0.8192	-0.1995	-0.1941270
FEB/16/87	260.4900	0.3841	-0.9570	-0.9624897
FEB/21/87	98.9230	0.1458	-1.9252	-1.9229432

K = 0.19209 T = 26.98 degr C

Determination of θ value for BOD_5. See 9/.

$$0.19209 = 0.13832\ \theta^{(26.98-19.41)}$$
$$1.388736 = \theta^{7.57}$$
$$\theta = 1.0443357$$

Resumé:

$$K_{20} = 0.13832\ 1.044335^{(20-19.41)}$$
$$K_{20} = 0.1419059$$

$$\boxed{K = 0.142 \times 1.044^{(T-20)}}$$

3.1.2 Fecal coliform decay. Data collected in a stabilization pond under batch conditions:

AUGUST (the coolest month of the year in Lima)

Date	Day	Temp. Cr. C	F. Coli MPN/100 mL	Pond vol. (m^3)
AUG/11/86	0	20	4'000,000	8,778
AUG/12/86	1	20	2'300,000	8,607
AUG/14/86	3	19.2	1'300,000	8,266
AUG/18/86	7	20	500,000	7,559
AUG/20/86	9	19.5	20,000	7,158
AUG/21/86	10	19	6,700	7,083

Date	VOL F. Coli MPN	N/No	LN (N/No)	Regression Min. Squares
AUG/11/86	3.51E+14	1.000000	0.00000	0.36415691
AUG/12/86	1.98E+14	0.563799	-0.573058	-0.2451699
AUG/14/86	1.07E+14	0.306044	-1.184027	-1.4638238
AUG/18/86	3.78E+13	0.107641	-2.228951	-3.9011314
AUG/20/86	1.43E+12	0.004077	-5.502335	-5.1197852
AUG/21/86	4.75E+11	0.001352	-6.606493	-5.7291121

K = 0.60933 T = 19.41 degr C

FEBRUARY (The hottest month of the year in Lima)

Date	Day	Temp. Gr. C	F. Coli MPN/100 mL	Pond vol. (m^3)
FEB/04/87	0	28	8'000,000	9,178
FEB/05/87	1	29	400,000	8,975
FEB/07/87	3	27.2	160,000	8,579
FEB/09/87	5	26.2	90,000	8,182

Date	VOL F. Coli MPN	N/No	LN (N/No)	Regression Min. Squares
FEB/04/87	7.34E+14	2.091137	0.73771	-0.3518528
FEB/05/87	3.59E+13	0.1022442	-2.280390	-0.2451699
FEB/07/87	1.37E+13	0.0390931	-3.241807	-1.4638238
FEB/09/87	7.36E+12	0.0209723	-3.864551	-2.6824776

K = 0.80463 T = 26.98 degr C

Determination of Θ value for fecal coliforms. See 9/

$+0.80463 = 0.60933\ \Theta^{(26.98-16.41)}$

$1.320515 = \Theta^{7.57}$

$\Theta = 1.0374095$

Resumé:

$K_{b20} = 0.60933\ 1.037409^{(20-19.41)}$

$K_{b20} = 0.6226773$

$$K_b = 0.623 \times 1.037^{(T-20)}$$

3.2 Hydraulic correction factor. HCF. The hydraulic behavior in most stabilization ponds is ruled by laminar flow laws. Under this flow conditions, the upper layer of the pond water (where algae is attracted by sunlight during the day) moves at a velocity of 3/2 of the average velocity. Consequently, the retention time of the biomass staying in this layer has a tendency to the value (2/3) · (V/Q).

Because of the effect due to the relative position of the inlet and outlet structures and its design, in the practice the "hydraulic correction factor" (HCF) has a range value between 0.3 and 0.8. Taking into consideration this factor, the actual retention time is: R · HCF. For more details see 7/ and 8/.

3.3 Sedimentation characteristics factor. SCF. Since these models refer to suspended load, a water "sedimentation characteristics factor" (SCF) must be taken into consideration. The value of this factor is between 0.5 and 0.8 for primary ponds and close to 1.00 for secundary and polishing ponds. See 7/.

4. Utilization of the model

After we have calibrated the model with the corresponding K, Kb, HCF, SCF and temperature values, the estimation of BOD and Fecal coliforms concentrations in the ponds effluents can be achieved.

If data of the water average temperature for the twelve months of the year is available, effluent quality predictions can be done for each month.

An example of this model application (the calculation methods and mathematical notation of Lotus 123 have been used) is included in the following pages. Figure 4.1 presents a diagram of the San Juan de Miraflores Stabilization Ponds, place where this model has been calibrated and evaluated.

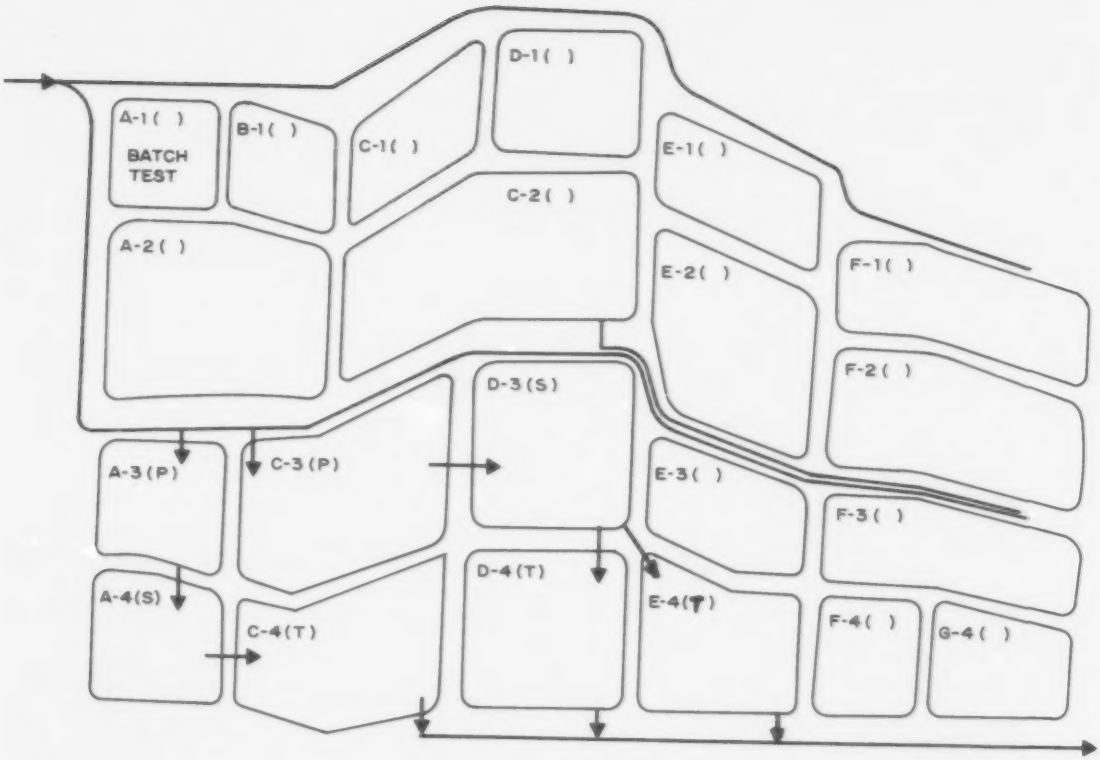


Figure 4.1 - SAN JUAN STABILIZATION PONDS

5. Model verification

This model has been verified with actual field data. The values shown in the following tables indicate that the same order of magnitude has been obtained for the Fecal coliform concentration of model predicted values and present results. Model BOD_5 values do not fit so well with the present field data because of algae decay effect, which is not considered by the model.

EVALUATION OF EFFLUENT WATER QUALITY IN A SYSTEM OF PONDS

REQUIRED INFORMATION AND SYMBOLOGY:

Design parameters

Considered month: indicate the considered month and its importance
T = average water temp. of considered month [C
i20 = permissible load at 20[C Kg BOD5/ha*d
i = i20*1.0443^(T-20)=permis.load Kg BOD5/ha*day
K20 = decay rate at 20[C 1/days
K = K20*1.0443^(T-20)=BOD decay rate at T 1/days
Kb20= Fecal coli decay rate at 20[C 1/d
Kb = Kb20*1.0374^(T-20)=Fecal coli decay rate 1/d

Stabilization ponds characteristics data

Z = pond depth meters
L = pond length meters
W = pond width meters
A = ponds area hectareas
V = ponds volume m3

Ponds data related to rate of flow

R = actual retention time = HCF* W*L*Z/Q days
d = dispersion =(1.158*((R*(W+2*Z))^0.489)*(W^1.511))/denom.
denom. = (((T+42.5)^0.734)*((L*Z)^1.489))
a = adimensional parameter BOD=(1+4*K*R*d)^(1/2)
ab = adimensional parameter Fecal coli=(1+4Kb*R*d)^(1/2)
HCF = hydraulic calibration factor (0.3<HCF<0.8)
SCF = sedimentation characteristics factor (0.5<SCF<0.8 in primary ponds. SCF is close to 1.00 in secundary and polishing ponds.

water characteristics data

Q l/s = influent rate of flow in liters per second L/sec
Q = influent rate of flow in cubic meters per day =Q*86.4
Lco = initial concentration of organic load mg BOD5/L
Lo = initial organic load =Q*Lco*10^(-3) Kg/d
No = initial Fecal coliform concentration MPN FC/100ml
Lp = effluent load=SCF*Lo*4*a*(e^((1-a)/(2d))/(1+a)^2 KgBOD5/days
Lcp = effluent BOD5 concentration=(Lp/Q)*10^3 mg/l
N = effluent Fecal coli conc.=No*4*ab*(e^((1-ab)/(2d))/(1+ab)^2
efBOD= BOD5 removal efficiency =((Lo-Lp)/Lo)*100
efFC = Fecal coli removal efficiency=((No-N)/No)*100

EVALUATION OF WATER QUALITY IN THREE STABILIZATION PONDS IN SERIES IN SAN JUAN DE MIRAFLORES, LIMA, PERU.

AUGUST 1986 (COOLEST MONTH OF THE YEAR)

Design parameters

T	i20	i	K20	K	Kb20	Kb
19.41	250	243.69	0.1419	0.1383	0.6227	0.6094

POND ID.	L	W	Z	A	V	Q(l/s)
A-3 P	153.85	78.00	1.60	1.20	19,200	18.00
A-4 S	144.00	100.00	1.60	1.44	23,040	14.70
C-4 T	135.00	110.37	1.60	1.49	23,840	10.70
				4.13	66,080	

	Q	HCF	R	d	a	ab
A-3 P	1555.20	0.5	6.17	0.23	1.34	2.12
A-4 S	1270.08	0.5	9.07	0.51	1.88	3.50
C-4 T	924.48	0.5	12.89	0.81	2.60	5.14

	Lco	Lo	SCF	Lp	Lcp
A-3 P	192.00	298.60	0.70	98.62	63.42
A-4 S	63.42	80.54	1.00	30.57	24.07
C-4 T	24.07	22.25	1.00	6.63	7.17

	No	SCF	N	Field data
A-3 P	9.30E+07	0.70	5.10E+06	5.00E+06
A-4 S	5.10E+06	1.00	3.02E+05	3.00E+05
C-4 T	3.02E+05	1.00	1.27E+04	2.20E+04

	INDIVIDUAL POND			SERIES OF PONDS	
	efBOD	efFC	i	efBOD	efFC
A-3 P	66.97%	94.52%	248.83	66.97%	94.52%
A-4 S	62.04%	94.08%	55.93	87.46%	99.68%
C-4 T	70.20%	95.78%	14.94	96.26%	99.99%

FEBRUARY 1987 (HOTTEST MONTH OF THE YEAR)

Design parameters

T	i20	i	K20	K	Kb20	Kb
26.98	250	338.33	0.1419	0.1920	0.6227	0.8046

POND ID.	L	W	Z	A	V	Q(l/s)
C-3 P	133.00	82.71	1.60	1.10	17,601	51.00
D-3 S	117.33	75.00	1.60	0.88	14,080	49.40
D-4 T	150.00	88.00	1.60	1.32	21,120	13.75
				3.30	52,800	

	Q	HCF	R	d	a	ab
C-3 P	4406.40	0.70	2.80	0.22	1.16	1.58
D-3 S	4200.14	0.70	2.31	0.20	1.12	1.46
D-4 T	1188.00	0.50	8.89	0.37	1.68	2.99

	Lco	Lo	SCF	Lp	Lcp
C-3 P	246.00	1083.97	0.65	489.72	111.14
D-3 S	111.14	474.35	0.65	227.39	53.28
D-4 T	53.28	63.29	1.00	23.64	19.90

	No	SCF	N	Field data
C-3 P	9.80E+07	0.65	1.62E+07	7.20E+06
D-3 S	1.62E+07	0.80	3.97E+06	3.20E+06
D-4 T	3.97E+06	1.00	1.98E+05	2.70E+05

	INDIVIDUAL POND			SERIES OF PONDS	
	efBOD	efFC	i	efBOD	efFC
C-3 P	54.82%	83.51%	985.39	42.12%	82.63%
D-3 S	52.06%	75.43%	539.05	72.25%	95.73%
D-4 T	62.66%	95.02%	47.95	89.64%	99.79%

FECAL COLIFORM CONCENTRATIONS (MPN FC/100 mL)

AUGUST 1986 (T = 19.41 degr C)

Raw wastewater	Waste stabilization ponds			Observations
	Primary	Secundary	Tertiary	
9.30E+07	5.00E+06	3.00E+05	2.20E+04	Field values
	5.10E+06	3.02E+05	1.27E+04	Model prediction

FEBRUARY 1987 (T = 26.98 degr C)

Raw wastewater	Waste stabilization ponds			Observations
	Primary	Secundary	Tertiary	
9.80E+07	7.20E+06	3.20E+06	2.70E+05	Field values
	1.62E+07	3.97E+06	1.98E+05	Model prediction

BOD_5 CONCENTRATIONS (mg/L)

AUGUST 1986 (T = 19.4 degr C)

Raw wastewater	Waste stabilization ponds			Observations
	Primary	Secundary	Tertiary	
192.00	42.00	31.00	45.00	Field values
	63.42	24.07	7.17	Model prediction

FEBRUARY 1987 (T = 26.98 degr C)

Raw wastewater	Waste stabilization ponds			Observations
	Primary	Secundary	Tertiary	
246.00	62.00	59.00	53.00	Field values
	111.14	53.28	19.90	Model prediction

6. Conclusions

The model presented in this paper is an appropriate tool for engineers and other professionals involved in stabilization ponds design, operation and control.

Since the sensitivity of this model to Kb and K values is very high, it must be calibrated for different geographic areas during periods representing the various seasons.

7. Recommendations

It is recommended to go through the references in order to understand more exactly the theoretical fundaments of this model.

By no means would the author imply that, since this model obtained positive results in Lima-Peru, the outcome could be the same in any other place.

It is likely that corrections will be needed in order to suit the model to different situations.

More research has to be done so as to establish a standard method for the determination of K and Kb constants (model calibration) in batch tests.

Additional concepts about stabilization ponds design, operation and construction can be found in 5/, 6/ and 7/.

8. References

1/ WEHNER; J.F. & WILHELM, R.H. "Boundary conditions of flow reactor", Chemical Engineering Science, 6:p.89, 1956.

2/ THIRUMURTHI, A.M. "Design principles of waste stabilization ponds". Journal of the Sanitary Engineering Division, A.S.C.E., 93:SA2, p. 311, 1969.

3/ POLPRASERT, C. & BHATTARAI, K. "Dispersion model for waste stabilization ponds", Journal of Environmental Engineering, A.S.C.E., Vol. 111, No. 1, p.45, 1985.

4/ SAENZ, R. "Proyecto de lagunas facultativas, anaeróbicas y aeradas", Seminario taller sobre tecnología de diseño de lagunas de estabilización, SARH, Mexicali, B.C., México, 12p. 1985.

5/ YANEZ, F. "Manual de métodos experimentales - evaluación de lagunas de estabilización", Serie Técnica CEPIS/HPE/OPS/OMS No. 24, 181p., 1983.

6/ SAENZ, R. "Lagunas de estabilización y otros sistemas simplificados para el tratamiento de aguas residuales", Serie DTIAPA BID/OPS/OMS Manual C-14, 137p. 1985.

7/ SAENZ, R. "Consideraciones en relación con el uso de lagunas de estabilización para el tratamiento de aguas residuales", Hojas de Divulgación Técnica CEPIS/HPE/OPS/OMS, No. 33, 13p. 1986.

8/ SAENZ, R. "Hidráulica básica para ingenieros sanitarios". Serie DTIAPA BID/CEPIS/OPS/OMS Manual C-1, 154p. 1984.

9/ METCALF-EDDY. "Wastewater engineering", McGraw-Hill, Inc., 837p. 1977.

LE TRAITEMENT AÉROBIE THERMOPHILE AVEC RÉCUPÉRATION SIMULTANÉE DE BIOMASSE PROTÉIQUE

THE AEROBIC THERMOPHILIC TREATMENT WITH SIMULTANEOUS RECOVERY OF PROTEIN BIOMASS

S. Gariépy, D. Couillard et F.T. Tran

Institut national de la recherche scientifique (INRS-Eau),
Université du Québec, C.P. 7500, Sainte-Foy (Québec), Canada, G1V 4C7.

RÉSUMÉ

Les procédés biologiques auxquels fait presqu'exclusivement appel l'industrie agro-alimentaire pour le traitement de ses effluents à haute charge organique présentent le double désavantage d'exiger des investissements élevés et de générer d'importantes quantités de boues coûteuses à éliminer. Une alternative de traitement consiste à soumettre l'effluent à une digestion thermophile et à recycler la biomasse protéique produite via l'alimentation animale. Afin de démontrer la faisabilité de cette technique, un effluent d'abattoir a été soumis à une série d'essais à l'échelle du laboratoire à des températures de 45, 52 et 58°C. L'efficacité du procédé sur le plan traitement a été démontrée par l'enlèvement de plus de 90% de la demande chimique en oxygène (DCO) pour tous les temps de séjour étudiés (6, 12, 18, 24 et 30 heures) à 45 et 52°C, alors qu'à 58°C une réduction de plus de 87% de la DCO était atteinte, exception faite du temps de séjour de 6 heures. La grande rapidité du procédé a aussi été confirmée par des taux spécifiques maximaux d'utilisation du substrat supérieurs de 6 à 10 fois ceux relevés dans la littérature pour le procédé par boues activées pour des eaux usées similaires. En outre, le contenu en protéines brutes de la biomasse recueillie atteignait en moyenne près de 70% sur une base sèche, et la composition en acides aminés de la protéine s'est révélée très adéquate pour introduction à titre de concentré dans les rations alimentaires du porc et de la volaille.

ABSTRACT

For the treatment of highly loaded organic effluents, the food and agricultural industries favor almost exclusively biological processes which present the double disadvantage of high investment and of generating huge amount of sludges incurring high disposal costs. One alternative treatment solution consists of submitting the effluent to the thermophilic digestion and of recycling the proteinic biomass for animal feeding. In order to show the feasibility of this process, a slaughtherhouse effluent was submitted to a series of laboratory tests at temperatures of 45, 52 and 58°C. The treatment efficiency was demonstrated by a 90% reduction of chemical oxygen demand (COD) for studied retention times (6, 12, 18, 24 and 30 hours) at 45 and 52°C, while a 87% of COD reduction time was obtained at 58°C, except for the case of six

hours retention time. The high speed of the process was also confirmed by specific maximum substrate utilization of 6 to 10 times those found in litterature for similar wastewater treatment processes by activated sludges. Moreover, the gross protein content collected could reach an average of nearly 70% dry weight, and the amino-acids composition was proven adequate for use as protein concentrate meals for pig and poultry feedings.

INTRODUCTION

Les eaux usées de l'industrie agro-alimentaire sont considérées très toxiques à la vie aquatique quand elles sont déversées sans traitement préalable (Ware, 1977). Pour cette raison, ce secteur est de plus en plus contraint de réduire sa charge polluante et, pour des raisons économiques, doit considérer la filière du recyclage et de la récupération, ce qui est aussi avantageux dans une perspective de gestion globale de la ressource et de l'environnement (Couillard 1977; 1982; 1983; Couillard et Trudel, 1978).

Les effluents de l'industrie de l'abattage et du conditionnement des viandes - comme c'est le cas pour la majorité des effluents agro-industriels - sont habituellement libres de contamination par les métaux lourds et par les pesticides, et aussi facilement traitables par voie biologique; ils se prêtent donc très bien à un procédé produisant une biomasse protéique commercialisable pour l'alimentation animale (Heddle, 1979). La vente de cette biomasse permettrait de réduire en plus ou moins grande partie les coûts d'opération et le capital investi non-productif qu'occasionne l'installation d'un système de traitement d'eaux usées, tout en éliminant le problème que pose la disposition des boues, sous-produit encombrant des procédés biologiques.

Le procédé aérobie thermophile est une modification du système conventionnel de traitement par boues activées qui a été proposée pour traiter de façon plus efficace et économique les eaux usées contenant une forte concentration en matière organique. Il a été démontré qu'une population de bactéries aérobies pouvait dégager suffisamment de chaleur métabolique pour maintenir son milieu à l'intérieur de la gamme de températures thermophiles, soit de 45 à 65°C (Kambhu et Andrews, 1969). Ce prodédé a pour avantages la destruction des micro-organismes pathogènes, et produit des taux de croissance des bactéries et de dégradation du substrat plus élevés que les procédés conventionnels mésophiles (Sürücü et al., 1976).

Les résultats présentés dans cet exposé montrent qu'un effluent provenant d'un abattoir de porcs peut être traité de façon efficace par procédé aérobie thermophile et que la biomasse générée possède une valeur intéressante pour l'alimentation animale.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

Établissement de la population bactérienne

Un effluent ayant déjà subi un tamisage des solides et un enlèvement des graisses et des huiles par flottation a été obtenu d'un abattoir de porcs de la région de Québec. Cet effluent, entreposé à 4°C, a servi de substrat pour la croissance bactérienne. Le tableau 1 nous indique les caractéristiques de l'effluent (deux échantillons).

TABLEAU 1. CARACTÉRISTIQUES DE L'EFFLUENT D'ABATTOIR

Paramètre	Concentration (mg/l)	Paramètre	Concentration (ppm)***
DCO	3000 - 3030	Zinc	0,2 - 0,3
DBO_5	1850 - 1960	Cuivre	0,1 - 0,2
Huiles et graisses	4,5 - 5,2	Nickel	n.d.****
Nitrites et nitrates	<0,02 - 0,07	Plomb	n.d.
Azote ammoniacal	14,5	Chrome	n.d.
Orthophosphate	5,2	pH	7,3
SS*	268 - 298	Coli. fécaux	$3,0 \times 10^6$
VSS**	263 - 288		

* Solides en suspension
** Solides volatiles en suspension
*** Sauf pour les coliformes fécaux (UFC/100 ml) et le pH
**** Non-détectable

Afin d'augmenter la probabilité de la présence d'organismes thermophiles, 200 ml de boues recyclées provenant d'un centre de traitement d'eaux usées municipales ont servi d'inoculum. La culture a été démarrée à 30°C avec un temps de séjour de 48 heures, et progressivement portée à 45°C à raison de 5°C par jour. Un bio-réacteur New-Brunswick d'un volume utile de 1 500 ml a été employé. L'alimentation et le retrait du substrat étaient faits en discontinu à l'aide de pompes péristaltiques contrôlées par une horloge électronique.

Le comportement du système a été étudié à 3 niveaux de température (45, 52 et 58°C), et pour 5 temps de séjour différents (6, 12, 18, 24 et 30 heures), sans recirculation des solides dans le réacteur. Les trois températures choisies permettaient de couvrir l'ensemble de la gamme des températures thermophiles: la limite inférieure de croissance des bactéries thermophiles, une valeur intermédiaire s'approchant de l'optimum de croissance (qui est souvent de 55°C), et une température plus élevée correspondant au déclin de la population microbienne.

Analyses

La concentration de la biomasse était mesurée en centrifugeant en duplicata 35 ml de l'effluent traité à 17 500 g durant 15 minutes à 22°C. Les cellules étaient séparées du surnageant, lavées à l'eau déminéralisée, et séchées à 103°C dans des contenants tarés en aluminium jusqu'à poids constant. Le surnageant était filtré sur des filtres Whatman 934 AH, et utilisé pour la mesure des autres paramètres d'efficacité de traitement.

La DCO (demande chimique en oxygène) était mesurée selon la méthode au dichromate telle que décrite dans Standard Methods (American Public Health Association, 1985). Les organismes coliformes fécaux ont été mesurés par la technique de la membrane filtrante. La teneur en protéines brutes est obtenue en multipliant le contenu en azote total de la biomasse séchée par un facteur 6,25. Le contenu en azote total était déterminé à l'aide d'un analyseur C-H-N Hewlett-Packard 185-B. La composition des protéines en acides aminés a été

obtenue en analysant par un appareil LKB 4400 les échantillons de biomasse hydrolysés en présence d'acide chlorhydrique (6N) à 105°C pendant 24 heures.

RÉSULTATS

Efficacité du traitement

L'efficacité du traitement, exprimée en termes de réduction de la DCO est résumée au tableau 2. La réduction de la concentration en DCO est de plus de 90% pour tous les temps de séjour étudiés à 45 et 52°C; à 58°C, elle passe de 93,5% pour un temps de séjour de 30 heures à 69% pour un temps de 6 heures.

TABLEAU 2. RÉDUCTION DE LA DEMANDE CHIMIQUE EN OXYGÈNE

Température (°C)	Temps de séjour	F/M (g DCO/g biom/jr)	DCO (mg/l) initiale	DCO (mg/l) finale	ΔDCO (%)
45	6	12,9	2190	206	90,6
	12	8,8	2100	133	93,7
	18	5,5	2150	111	94,8
	24	4,6	1950	159	91,8
52	6	14,8	2210	137	93,8
	12	8,9	2310	120	94,8
	18	5,2	2150	106	95,1
	24	4,7	2220	101	95,5
	30	3,9	2090	152	92,7
58	6	21,0	2390	740	69,0
	12	11,2	2620	320	87,8
	18	7,3	2700	363	86,6
	24	6,1	2775	286	89,7
	30	5,4	2250	147	93,5

Les micro-organismes pathogènes sont détruits dès 45°C, comme l'a démontré le compte des organismes coliformes fécaux qui est passé de 3 millions UFC/100 ml dans l'effluent brut à 0 UFC/100 ml après traitement à cette température.

Production de biomasse

La concentration en biomasse obtenue pour chaque essai est présentée à la figure 1. Les concentrations observées sont similaires à 45 et 52°C alors qu'à 58°C, elles passent par un optimum pour un temps de séjour de 18 heures. Les maxima de concentrations en biomasse se produisent pour un temps de séjour de 6 heures, à 45 et 52°C. La productivité(P) du système est définie par:

$$P = DX \qquad (1)$$

où D est le taux de dilution (l'inverse du temps de séjour) et X la concentration de la biomasse dans le bio-réacteur. Les valeurs de productivité, présentées à la figure 2, offrent un comportement semblable aux trois températures. La productivité est néanmoins plus faible à 58°C pour les temps de séjour les plus courts.

Le rendement observé de la conversion du substrat en biomasse est montré à la figure 3. La tendance générale est une augmentation du rendement lorsque le temps de séjour est réduit. Le rendement semble également affecté par la hausse de température, comme en témoigne le déplacement des courbes vers des rendements plus faibles.

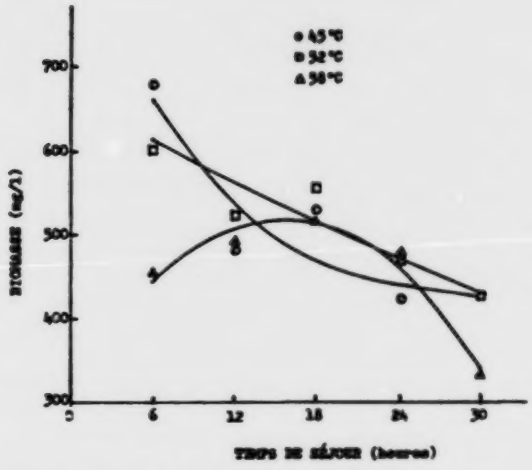


Figure 1. Effet de la température et du temps de séjour sur la concentration en biomasse.

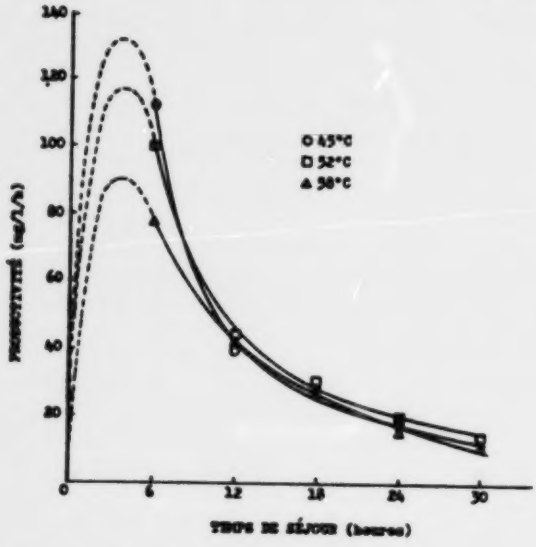


Figure 2. Effet de la température et du temps de séjour sur la productivité.

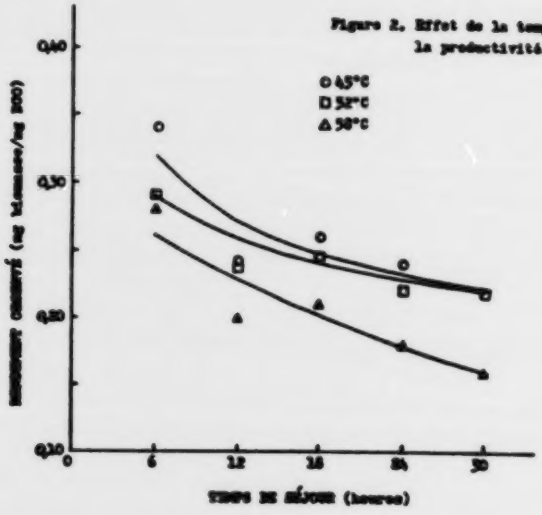


Figure 3. Effet de la température et du temps de séjour sur le rendement observé.

Qualité de la biomasse

Le contenu en protéines brutes et la teneur en certains acides aminés des protéines de la biomasse récupérée sont exposés au tableau 3. La composition en acides aminés de la protéine de farine de poisson et du tourteau de soya 44% et les besoins en acides aminés du porc et de la volaille sont aussi donnés à titre de comparaison.

TABLEAU 3: CONTENU EN PROTÉINES BRUTES (%) ET COMPOSITION EN ACIDES AMINÉS (%) DE LA BIOMASSE THERMOPHILE

Acide aminé	Biomasse thermophile (90% matière sèche)[1]			Suppléments protéiques (tel que servi)[2]		Besoins en acides aminés (90% matière sèche)[3]	
	45°C	52°C	58°C	Farine de viande	Tourtereau de soya 44%	Poulet	Porc
Isoleucine	1,9	1,6	1,8	1,9	2,5	0,80	0,63
Leucine	3,3	3,2	4,1	3,5	3,4	1,35	0,75
Lysine	2,6	2,2	2,5	3,8	2,9	1,20	0,95
Méthionine + cystine[4]	1,8	1,5	1,5	1,4	1,3	0,93	0,56
Phenylalanine + tyrosine[5]	3,9	3,5	4,1	2,8	3,6	1,34	0,88
Thréonine	2,2	1,5	2,2	1,8	1,7	0,75	0,56
Valine	2,3	2,1	2,6	2,6	2,4	0,82	0,63
Protéines brutes (%, base sèche)	68,3	69,5	70,8	59,3	49,6	--	--

[1] Cette étude
[2] Cullison, 1979
[3] Maynard et al., 1979
[4] La cystine peut fournir 50% du besoin total en méthyonine
[5] La tyrosine peut fournir 30% du besoin total en phenylalanine

Le contenu moyen en protéines brutes varie légèrement avec la température, alors qu'aucune tendance n'était observable en fonction du temps de séjour pour la gamme étudiée. La composition des protéines en acides aminés est quelque peu inférieure à la température de 52°C, comparativement à celles obtenues à 45 et 58°C.

DISCUSSION

Les résultats obtenus pour l'enlèvement de la DCO sont comparables à ceux obtenus par Heddle (1979) et par Lovett et al. (1984) pour des effluents

semblables, mais à des rapports F/M (food to microorganisms, i.e. aliments/micro-organismes) beaucoup plus faibles inhérents au procédé conventionnel employé, soit de 0,2 à 2,0 g DCO/g biomasse/jour. Le procédé thermophile est donc beaucoup plus rapide pour une même efficacité; les rapports F/M obtenus s'élèvent à 12,9 et 14,8 g DCO/g biomasse/jour.

Les taux spécifiques maximaux d'utilisation du substrat présentés au tableau 4 confirment la grande rapidité du procédé thermophile en comparaison au procédé mésophile par boues activées pour un effluent d'abattoir. On observe en effet, que les taux obtenus à 45, 52 et 58°C sont respectivement 10, 12 et 19 fois supérieurs au taux moyen des données mésophiles (1,66 jr^{-1}). Si le meilleur taux relevé pour le traitement mésophile (2,6 jr^{-1}) est mis en comparaison au pire taux obtenu pour les thermophiles (16,5 jr^{-1}), le rapport est encore élevé, soit un facteur 6.

TABLEAU 4: COMPARAISON DES TAUX SPÉCIFIQUES MAXIMAUX D'UTILISATION DU SUBSTRAT

Référence	Base de calcul	Substrat	T (°C)	qm (jr^{-1})
Cette étude	SS, DCO	Effluent d'abattoir	45	16,5
Cette étude	SS, DCO	Effluent d'abattoir	52	19,8
Cette étude	SS, DCO	Effluent d'abattoir	58	31,1
Lovett et al., 1984	VSS, DCO	Effluent d'abattoir	22	1,7
Lovett et al., 1983	SS, DCO	Concentré de viande soluble	19-23	0,67
Heddle, 1977	SS, DCO	Effluent d'abattoir	22	2,6

L'opération du procédé avec des temps de séjour plus courts est avantageux pour l'aspect de la récupération des protéines; l'examen des figures 1, 2 et 3 indique des gains sur les plans de la productivité, de la concentration de la biomasse dans le bio-réacteur, et du rendement. Il serait possible de réduire le temps de séjour à moins de 6 heures pour atteindre un point optimal de productivité en biomasse, mais un compromis devrait alors être recherché entre cette productivité et le degré de traitement désiré.

La destruction des pathogènes dès la température de 45°C est en accord avec le seuil de pasteurisation de 45°C rapporté par Matsh et Drnevich (1977). Vismara (1985) suggère un seuil plus élevé, à 50°C.

La capacité du système à se maintenir, de façon autonome à une température thermophile peut être évaluée par un bilan thermique. Jewell et Kabrick (1980) proposent une équation simple permettant d'estimer la capacité auto-thermique du procédé:

$$\Delta T = 3{,}0\ \Delta DCO \qquad (2)$$

où ΔT est l'élévation de température prédite en degrés Celcius pour une destruction donnée de la DCO (ΔDCO) exprimée en g/l. D'après cette équation, une concentration initiale de près de 10 000 mg/l de DCO réduite de 90% serait nécessaire pour porter l'effluent de 20°C à 45°C. Une telle concentration peut être réalisée par une gestion, appropriée, de l'eau dans le processus d'abattage des animaux et par la séparation des égoûts pluviaux des eaux de lavage.

L'étape de la séparation de la biomasse du milieu de croissance et du séchage est critique au point de vue économique, pouvant compter pour plus de 30 à 50% des coûts de production des protéines (Tomlinson, 1976). Ces chiffres sont, environ, équivalents aux frais nécessaires pour concentrer et disposer les boues d'une usine de traitement conventionnelle (Campbell et al., 1978). L'effluent traité par procédé thermophile est dans certains cas difficile à décanter (Jewell et Kabrick, 1980), mais il est néanmoins possible d'en faciliter la séparation avec l'emploi de floculants et par des moyens de concentration couramment utilisés pour le traitement des eaux usées: sédimentation, flottation, centrifugation (Schlingmann et al., 1984).

Le procédé thermophile exige un très haut taux de transfert de l'oxygène car la vitesse d'enlèvement du substrat est très élevée. L'oxygène est cependant utilisé plus efficacement lorsque le but poursuivi est de produire de la biomasse récupérable; en effet, à de faibles temps de séjour, la quantité d'oxygène demandée par la respiration endogène est très réduite, et nulle pour ce qui concerne la nitrification (Heddle, 1979). La quantité d'oxygène requise pour achever un degré donné de réduction de la charge polluante, dans une perspective de production de protéines d'organismes unicellulaires, est donc inférieure à celle que nécessite un procédé conventionnel de traitement.

La qualité protéique de la biomasse récupérée est similaire à celle de la farine de viande et du tourteau de soya, deux suppléments protéiques couramment utilisés dans les rations alimentaires. La composition en acides aminés de la protéine est adéquate pour l'alimentation du poulet et du porc, comme l'indique les données du tableau 3.

L'utilisation des boues activées dans l'alimentation du bétail a fait l'objet de projections quant aux économies potentielles qu'elle peut générer. Esvelt et al. (1976) rapportent des économies possibles de l'ordre de 40% sur les coûts de disposition des boues d'une conserverie de fruits. Sürücü et al. (1975) soulèvent la possibilité qu'un système thermophile puisse même devenir rentable pour une entreprise si le volume d'effluent rejeté est considérable.

REMERCIEMENTS

Les auteurs adressent leurs remerciements au Conseil national de recherches du Canada (subvention CRSNG A-3711), au gouvernement du Québec (fonds FCAR 87 AS-2462) et au Programme de développement académique du réseau de l'Université du Québec pour leur participation financière.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION (1985).
Standard methods for the examination of water and wastewater. 16th edition. Washington.

CAMPBELL, H.W., RUSH, R.J. et R. TEW (1978).
Sludge dewatering design manual. Wastewater Technology Centre. Environmental Protection Service, Fisheries and Environment Canada, 133 pp.

COUILLARD, D. (1977).
Cadre formel pour l'évaluation d'impact environmental dans le processus décisionnel. Eau du Québec, 10(4): 306-309.

COUILLARD, D. (1982).
The man-habitat system and multi-use projects: description and representation. Journal of Environmental Systems, 11(2): 175-186.

COUILLARD, D. (1983).
Quality of life: the importance of man-environment relations and a tentative conceptual model. Journal of Environmental Systems, 12(2): 163-185.

COUILLARD, D. et R. TRUDEL (1978).
Modèle de la gestion du territoire et des ressources et scénario d'évaluation des impacts. Eau du Québec, 11(1): 9-13.

CULLISON, A.E. (1979).
Feeds and Feeding, 2nd edition. Reston Publ. Co. inc., Reston: 595 pp.

ESVELT, L.A., HERBERT, M.H. et W.W. HEINEMANN (1976).
Cannery waste biological sludge disposal as cattle feed. Journal Water Pollution Control Federation. 48(12): 2778-2790.

HEDDLE, J.F. (1979).
Activated sludge treatment of slaughterhouse wastes with protein recovery. Water Research. 13(7): 581-585.

HEDDLE, J.F. (1977).
Activated sludge treatment of meat wastes with protein recovery. Meat Industry Institute, New-Zealand, Technical Report No 616.

JEWELL, W.J. et R.M. KABRICK (1980).
Autoheated aerobic thermophilic digestion with air aeration. Journal Water Pollution Control Federation, 52(3): 512-523.

KAMBHU, K. et J.F. ANDREWS (1969).
Thermophilic process for the biological treatment of wastes - simulation studies. Journal Water Pollution Control Federation, 41: R127.

LOVETT, D.A., KAVANAGH, B.V. et L.S. HERBERT (1983).
Effect of sludge age and substrate composition on the settling and dewatering caracteristics of activated sludge. Water Research, 18(4): 429-434.

LOVETT, D.A., TRAVERS, S.M. et K.R. DAVEY (1984).
Activated sludge treatment of abattoir wastewater - I. Influence of sludge age and feeding pattern. Water Research, 18(4): 429-434.

MATSH, L.C. et R.F. DRNEVICH (1977).
Autothermal aerobic digestion. Journal Water Pollution Control Federation, 49(2): 296-310.

McDONALD, P., EDWARDS, R.A. et J.F.D. GREENHALGH (1973).
Animal nutrition. 2nd ed. Oliver & Boyd, 479 pp.

MAYNARD, L.A., LOOSLI, J.K., HINTZ, H.F. et R.G. WARNER (1979).
Animal nutrition. 7th edition McGraw-Hill Book Company, New-York: 602 pp.

SCHLINGMANN, U., FAUST, U. et U. SCHARF (1984).
Bacterial proteins. Dans: "Developments in food proteins -3". B.J.F. Hudson ed. Elsevier Applied Science, pp. 137-173.

SURUCU, G.A., ENGELBRECHT, R.S. et E.S.K. CHIAN (1975).
Thermophilic microbial treatment of high strenght wastewaters with simultaneous recovery of single-cell protein. Biotechnology Bioengineering, 17(11): 1639-1662.

SURUCU, G.A., CHIAN, E.S.K. et R.S. ENGELBRECHT (1976).
Aerobic thermophilic treatment of high strenght wastewaters. Journal Water Pollution Control Federation, 48(4): 669-679.

TOMLINSON, E.J. (1976).
The Production of single-cell protein from strong organic waste waters from the food and drink processing industries -2. The practical and economic feasibility of a non-aseptic batch culture. Water Research, 10: 372-376.

VISMARA, R. (1985).
A model for autothermic aerobic digestion. Water Research, 19(4): 441-447.

WARE, S.A. (1977).
Single cell protein and other food recovery technologies from waste. Ebon Research Systems. Prepared for Municipal Environmental Research Lab., Cincinati, Ohio. Publication No PB-270085. 128 pp.

ÉLÉMENTS DE CHOIX D'UN FLOCULANT POUR CONDITIONNEMENT DES BOUES

B. BEN REJEB
Centre International de l'Eau de Nancy
149, Rue G. Péri - F-54500 VANDOEUVRE

M. ROQUES
Ecole Nationale Supérieure des Industries Chimiques
1, Rue Grandville - F-54042 NANCY CEDEX

J.C. CORNIER
Omnium Traitement et Valorisation
11, Avenue Dubonnet - F-92407 COURBEVOIE CEDEX

RÉSUMÉ

Le choix d'un polymère pour la floculation de boues biologiques urbaines repose sur de multiples essais de laboratoire. Nous nous intéressons ici aux variations du potentiel ZETA des flocs avec la concentration du polymère et aux courbes de séchage de minces lits de boues floculées.

Suivant le polymère utilisé, le point isoélectrique et le premier point critique de séchage se déplacent et permettent d'opérer un classement des polymères. Les deux classements obtenus sont fortement corrélés et sont confirmés du moins pour les positions extrêmes par des essais dans une cellule de filtration sous pression.

SUMMARY

Choosing a polymer for the flocculation of urban biological sludges relies on various laboratory experiments. Here we are interested in the variations of the ZETA potential of flocs with polymer concentration and in the drying curves of thin layers of floculated sludge.

The isoelectric point and the first critical point of the drying curves are shifted according to the nature of the polymer. Two classifications of the polymers are derived which are strongly correlated. Both are substantiated at least for the extreme positions by filtration experiments in a filtration cell under pressure.

1 - INTRODUCTION

D'une manière générale, les boues résiduaires urbaines sont soit déchargées, soit incinérées ; l'une ou l'autre des opérations exige que la boue soit d'une teneur en eau la plus faible possible. Pour atteindre ce but, le moyen communément utilisé est la déshydratation mécanique sous différents aspects ; cependant la nature colloïdale et hydrophile des boues nécessite un prétraitement de celles-ci avant leur déshydratation. Jusqu'aux années 50 ce prétraitement se faisait essentiellement par des coagulants minéraux tels que la chaux, le sulfate d'aluminium, le chlorure de fer III... Bien que ces produits présentent l'avantage d'être peu onéreux, leur usage ne reste pas sans inconvénients : ils peuvent causer la corrosion des installations, ils diminuent énormément le pouvoir d'auto-combustion des boues (140 à 350 kg sont néces-

saires par tonne de matière sèche) et changent considérablement les propriétés physico-chimiques des filtrats obtenus. Tous ces facteurs ont provoqué l'apparition sur le marché de nouveaux produits de floculation tels que les polymères hydrosolubles synthétiques. Depuis 1970, l'utilisation de ces produits s'est accrue et leur nombre sur le marché a augmenté considérablement. Ceci est dû au fait que l'adjonction à la boue de ces produits se fait en doses très faibles (2-9 kg de polymère/ tonne de matière sèche) et donne une bonne séparation solide-liquide sans altérer ni le pouvoir d'autocombustion de la boue, ni les propriétés physico-chimiques de l'eau filtrée.

Cependant le conditionnement par polymères se heurte à plusieurs difficultés telles que le choix du polymère le plus performant et son dosage optimal. En réalité, les deux facteurs dépendent l'un et l'autre de la masse molaire et de l'ionicité du polymère, des conditions opératoires ainsi que des phénomènes physico-chimiques mis en jeu au cours de la floculation [1] - [6]. Du point de vue pratique le choix du polymère et de son dosage optimal passe par des méthodes expérimentales qui ne mesurent que des grandeurs externes très éloignées des phénomènes internes qui restent très complexes. Ces derniers ont fait l'objet d'un débat scientifique assez large et d'études expérimentales très diversifiées, utilisant comme outil d'exploration la mobilité électrophorétique des particules chargées [7] - [11]. Certains auteurs [2], [4], [7], [10]-[12] se sont servi de cette méthode pour optimiser la dose de coagulation du floculant (à potentiel ζ nul) ou pour sélectionner le meilleur floculant.

A ces mêmes fins , d'autres méthodes sont utilisées telles que le JAR-TEST [7], [12], l'étude de la turbidité [4], [6], [7], le temps de succion capillaire (C.S.T.) [3], [15], [16] et la résistance spécifique à la filtration sous pression constante [2], [14] ; toutefois, Karr [13] a mis en évidence les limitations de ces dernières méthodes. Notre travail vise donc à chercher d'autres méthodes qui compléteraient celles-ci, puis à différencier les polymères, à les classer par ordre d'efficacité, en fonction de leur masse molaire et de leur ionicité et à éclairer les phénomènes fondamentaux.

Une première partie du travail consiste à déterminer le potentiel Zéta (ζ) des boues biologiques floculées ou non ; sur une série de floculants de masse molaire et d'ionicité différentes, on détermine la variation du potentiel ζ des particules en fonction de la concentration du floculant

La deuxième partie a trait à l'étude de vitesses de séchage convectif de lit de boues conditionnées ou non. En conclusion on compare les résultats de déshydratation en pilote avec les indications obtenues en laboratoire selon les deux techniques.

2 - MATÉRIAUX

La boue biologique utilisée dans nos expériences n'a pas subi de digestion anaérobie: elle est prélevée après le bassin de boues activées et le décanteur secondaire sur une des stations de traitement des eaux usées de l'agglomération de NANCY (MAXEVILLE 54). Après prélèvement, nous disposons d'une boue d'humidité environ 97,5-98% et contenant 80% de matières volatiles rapportées aux matières sèches (105°C). Il s'agit d'une boue fraiche typiquement urbaine des plus difficiles à déshydrater.

Nous avons choisi de tester une série homologue de floculants préparés parla Société SNF-FLOERGER dont la masse molaire varie de 4 à 11 millions et l'ionicité de 4 à 100% (voir Tableau 1).

Tableau 1 : Série de polymères utilisés

N°	Référence	Nature Chimique	Masse Molaire M x 10^6	Ionicité (%)
1	9140	Copolymère de l'Acrylamide avec le Métacrylate de Diméthyl-Amino-Ethyle quaternisé par le Sulfate de Méthyle	7	7
2	9650		6	55
3	W_1		4	100
4	9490		6	40
5	7140 M.P.M.	Copolymère de l'Acrylamide avec le Métacrylate de Diméthyl-Amino-Ethyle quaternisé avec le Sulfate de Diméthyle	5	7
6	7240 M.P.M.		5	15
7	7350 M.P.M.		4	4
8	7490 M.P.M.		4	40
9	7140	Copolymère de l'Acrylamide avec l'Acrylate de Diméthyle-Amino-Ethyle quaternisé avec le Sulfate de Méthyle	11	7
10	7350		9	25
11	7490		9	40
12	7650		8	50

3 - ÉTUDE DU POTENTIEL ZETA (ζ)

Toute particule baignant dans une solution se charge à sa surface et se trouve entourée par une double couche de Gouy-Chapman [17]. Ceci donne naissance à l'établissement d'un potentiel électrostatique au voisinage de la particule (appelé potentiel Zéta (ζ)) entre la solution et la surface de cisaillement. Ce potentiel négatif pour les particules de boue activée est de l'ordre de -15 mV à pH = 6. L'établissement de ce potentiel génère des répulsions de nature électrostatique (de portée de 2 nm) entre les particules d'une même suspension et lui donne une certaine stabilité thermodynamique en contrebalançant l'action des forces de Van der Waals.

L'action du coagulant ou du polymère vise à destabiliser les suspensions et à l'agglomération des particules par un changement de distribution de charge dans la double couche et une réduction des forces de répulsion et du potentiel ζ. On sait depuis Rutgers [18] que le potentiel ζ de billes de verre est d'autant plus atténué que la charge du contre-ion est importante ; COLIN [19] et BOEGLIN [20] ont pu montré que le potentiel ζ des particules de boues urbaines ne manifeste pas la même variation en présence de polymères de masses molaires différentes.

31 - Procédure expérimentale :

Sur un tamis de 25 µm d'ouverture de maille, on filtre 1,5 litre de boues biologiques. Un litre du filtrat obtenu est mis dans un flacon en polyéthylène, puis 2 g du résidu du tamisage y sont réintroduits et mélangés énergétiquement. Le pH de la suspension compris entre 6-7 est gardé constant durant nos essais. A la suspension obtenue on rajoute progressivement du polymère en solution à la concentration de 1 g/l. La dispersion de celui-ci est obtenue en agitant légèrement le flacon afin de ne pas briser les flocs obtenus. Après une décantation de 10 min., 10 ml du surnageant sont prélevés puis introduits dans la

cuve de mesure. Le potentiel ζ des particules de la boue est mesuré ensuite sur un appareil Mark II (RANK BROTHERS), équipé d'un prisme rotatif, d'une caméra vidéo et d'un moniteur T.V. pour l'observation des particules en mouvement. Celles-ci sont repérées à une distance de 0,16 mm des parois de la cuve qui plonge dans un bain thermostaté à 21°C.

32 - Résultats et discussion :

Pour chaque concentration de polymère, les mobilités électrophorétiques sont déterminées sur 20 particules de la boue, loin des parois de la cuve. La conversion en potentiel ζ des mobilités est effectuée selon la formule de Schmoluchowsky dans le cas de l'eau à 25°C :

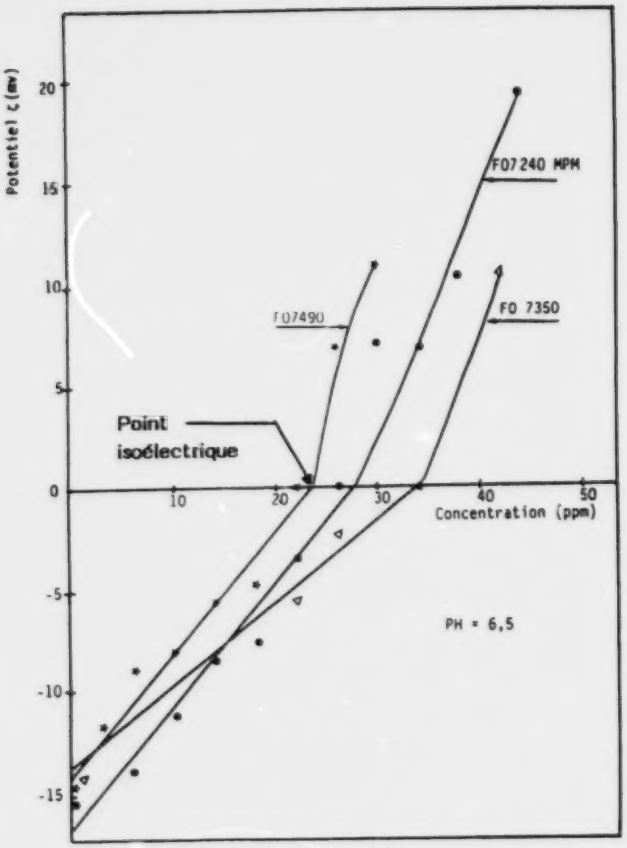
$$\zeta\ (mV) = 12{,}83\ \mu\ (cm.ms^{-1}.V^{-1})$$, où μ est la mobilité.

Les courbes du potentiel ζ des particules de la boue en fonction de la concentration du polymère sont du type de la fig. (1) ; sur ces courbes on détermine la concentration correspondant au point isoélectrique, ainsi que la pente α de la première branche au-dessous de l'axe des abscisses (tableau 2).

Deux groupes de polymères se distinguent de part et d'autre des valeurs 0,5 pour α et 25 ppm pour le point isoélectrique. La pente α correspond à la rapidité de saturation des sites électronégatifs des particules : elle est liée à l'ionicité "disponible" de la molécule, de même la neutralisation est d'autant plus précoce que la concentration de charges positives est élevée. Cependant, toutes les charges d'un polymère ne sont pas également utiles : cela dépend de la longueur de la chaîne et de la répartition sur la chaîne. A ce stade, on peut dire que les polymères les plus intéressants correspondent à α maximum et au point isoélectrique minimum : clairement W_1,9650 et 9490 se détachent positivement alors que 7490 MPM et 7140 restent les plus médiocres.

Tableau 2 : Paramètres des courbes du potentiel ζ en fonction de la concentration du polymère

Floculant	3	2	4	5	6	11	7	12	10	1	8	9
α mv mg-1 x 1	0,9	0,7	0,6	0,6	0,6	0,6	0,5	0,5	0,4	0,3	0,3	0,3
Floculant	3	4	2	5	11	7	12	6	10	8	1	9
Concentration au point isoélectrique (ppm)	13,1	18,5	20	22,4	23,3	25,6	27,1	27,8	34	34,1	38,5	44,6



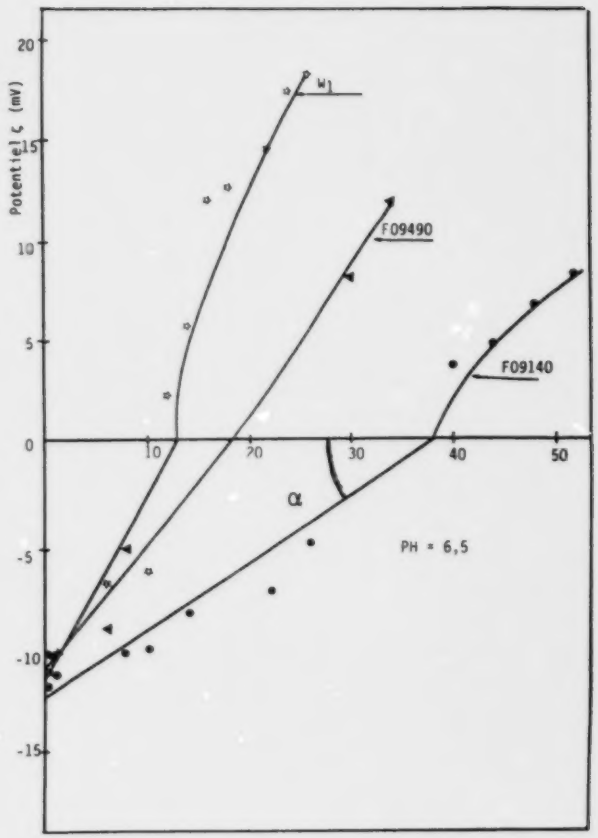


Figure 1 : Courbes de potentiel ζ

4 - ÉTUDE DES COURBES DE SÉCHAGE

Parce que les boues biologiques sont hydrophiles elles sont difficiles à déshydrater. On considère généralement qu'au sein d'un floc solide, l'eau existe sous trois formes [21], [22].

. L'eau libre se présente sous la forme d'une phase liquide adhérente à la surface extérieure des particules avec liaison mécanique faible. Dans une opération de séchage elle a la caractéristique d'avoir une tension de vapeur correspondant pour chaque température à sa valeur de saturation. Elle peut se déplacer sous l'action de forces capillaires.

. L'eau microcapillaire est retenue par les interstices suffisamment petits pour qu'une faible réduction de la pression de vapeur existe dans ce cas.

. L'eau adsorbée est liée fortement à la matrice de la matière solide par des forces du type Van der Waals. Pour cette dernière catégorie, il apparaît une réduction notable de la pression de vapeur par rapport à la pression saturante.

Le principe de la floculation par polymère est d'affaiblir les forces de répulsions électrostatiques et d'hydratation des particules d'où une bonne séparation solide-liquide. La quantité d'eau libre augmente au détriment des autres catégories. Sur une courbe de séchage ceci est caractérisé par un déplacement de la première humidité critique X_{c1} dans le sens des humidités faibles : X_{c1} note la fin de la présence d'eau libre en surface de l'échantillon. HALDE [21] a pu montrer que la diminution de X_{c1} d'une boue digérée est fonction de la quantité du polymère ajoutée. SATO [23] a pu confirmer par R.M.N.que la diminution de X_{c1} de différentes boues minérales correspond à une libération d'eau liée. Cette partie de notre travail a pour but de déterminer les diminutions de X_{c1} d'une boue biologique floculée avec différents polymères. Nous tenterons par la suite d'établir des corrélations entre cette diminution, la masse molaire et l'ionicité des polymères.

41- Procédure expérimentale :

La boue biologique issue directement de la station est d'abord soumise à la floculation. Une solution de 2 $g.l^{-1}$ de polymère est mise en contact avec la boue pendant 10 s à 230 tours/minute (JAR-TEST VITTADINI). Le rapport du polymère à la matière sèche est conservé pour toutes les expériences à 2,8 kg/tonne. On procède ensuite à une centrifugation à faible vitesse puis on forme un lit de boue d'épaisseur 5 mm sur un support de 50 x 50 mm. Le support est alors placé à la partie inférieure d'une veine d'essai et sa masse est enrégistrée en continu (Balance METTLER AE 160).

La veine d'essai de 1 m de long fait partie d'une boucle de séchage comportant un ventilateur, une zone d'égalisation, une chaudière pour la production de vapeur, un condenseur et des résistances chauffantes. L'injection de vapeur est commandée par un hygromètre et la sonde régulatrice de température est placée près de l'échantillon.

42 - Résultats et discussion :

Compte tenu des conditions convectives assez douces le séchage des lits de boue fait apparaître les trois phases classiques Les courbes brutes de la masse totale en fonction du temps sont dérivées par une

méthode de lissage sur 7 points et prise de dérivée au centre, ce qui conduit à la présentation de la vitesse de séchage en fonction de la teneur en eau X. Sur la figure 2 on donne quelques exemples de nos résultats. Un deuxième lissage sous forme de trois portions de droite donne une valeur "objective" de X_{c1} qu'il est pratiquement impossible de déterminer visuellement.

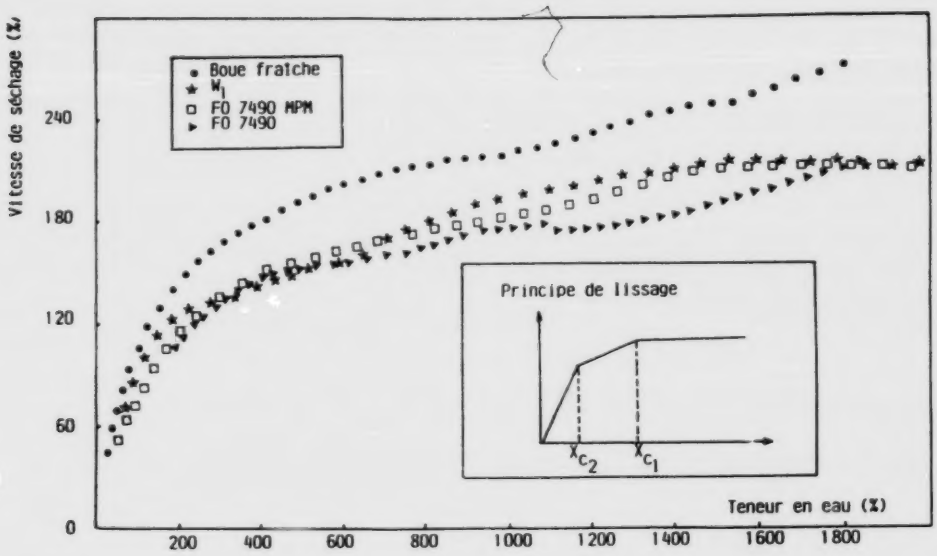


Figure 2 : Courbes de séchage à l'air [vitesse = 2 $m.s^{-1}$, humidité = 50% température = 30°C]

La première phase à vitesse presque constante correspond à un excellent transfert de l'humidité jusqu'à la surface du produit : le séchage est analogue à de l'évaporation à partir d'une surface d'eau libre. Le début du ralentissement est plus ou moins marqué, il correspond au passage de la surface du lit à des conditions hygroscopiques. La résistance au transfert est très importante dans la couche superficielle à faible humidité. La disparition d'une troisième phase dépend de la sensibilité de l'équipement de mesure. Elle correspond à l'élimination compléte de l'eau libre dans toutes les couches du produit. L'emplacement du premier point critique ΔX_{c1} indique la disparition de l'eau libre en surface et donc de la disponibilité plus ou moins grande de l'eau selon la préparation des échantillons. Dans le tableau 3 sont portés les écarts ΔX_{c1} entre les positions du point critique pour la boue floculée et la boue fraiche dont elle est issue, en efet pour chaque série d'essais une nouvelle boue fraiche est nécessaire.

Tableau 3 : Déplacement du premier point critique de séchage

N°	2	1	6	9	11	4	7	10	12	3	8	5
ΔX_{c1} (%)	275	260	250	215	200	195	180	155	135	105	100	90

A nouveau deux groupes de polymères se répartissent autour de la valeur 200%. En comparant avec le classement par le potentiel ζ on constate un recouvrement des classes satisfaisant avec quelques exceptions.

5 - ÉTUDE PAR FILTRATION

Pour confirmer les résultats des deux parties précédentes de notre étude, nous avons procédé à la déshydratation de la boue floculée sur une cellule de filtration-compression de laboratoire à vitesse contrôlée. Nous avons choisi la vitesse de compression de 2,11 mm/min. pour une section de 78,5 cm^2 et une pression finale de 10 bars. Les floculants testés représentent les deux paquets extrêmes du classement par ordre d'efficacité fourni par les essais de séchage. On trouvera le détail de ce travail par ailleurs [24].

Dans le tableau (4) nous donnons les fractions de filtrat obtenues.

Tableau 4 : Résultats de filtration

Floculant	2	3	8	11	1	5
Siccité finale (%)	12,0	11,6	10,5	10	8,3	7,6
Teneur en eau (%)	733	762	852	900	1104	1215
Floculant	**3**	**2**	**8**	**11**	**1**	**5**
Fraction d'eau filtrée avant compression (%)	79,7	76,7	74,4	74,3	67,2	42,9

On constate que le classement des floculants de boues biologiques par les méthodes de potentiel ζ et du déplacement du point critique de séchage indique des tendances générales confirmées par des expériences de déshydratation mécanique par filtration-compression.

6 - CONCLUSION

Les courbes des potentiels ZETA des flocs en fonction de la concentration de polymère utilisé ainsi que les vitesses de séchage de lits de boues sont des indications de l'efficacité des polymères pour floculation ; elles indiquent la fraction d'eau libérable facilement. Les deux classe-

ments des floculants obtenus par ces deux méthodes se recouvrent et sont corroborés par des essais dans une cellule de filtration-compression.

Nous pouvons conclure que les meilleurs polymères ont soit une ionicité très élevée (100%) et une masse molaire faible (4.10^6), soit une ionicité moyenne (50%) et une masse molaire moyenne (6.10^6). En effet un polymère efficace doit posséder le maximum de charges possibles et doit prendre la configuration la plus étendue possible. C'est pourquoi il faut écarter les polymères de masse molaire élevée et d'ionicité élevée qui sont susceptibles de se briser lors de l'agitation et les polymères de masse molaire élevée et d'ionicité faible qui peuvent former des blocs de volume important empêchant l'agglomération des flocs.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

[1] THOMAS W.H., LAMER V.K., J. Phys. Chem., October, 1835 (1962)
[2] JAMES M.W., BAUMANN E.R., Journal AWWA, December, 726 (1979)
[3] PEARSE M.J., BARNETT J., Filtration & Separation, September-October, 460, (1980)
[4] HSUAN-HSEIN Y., GHOSH M.M., Journal AWWA, April, 211 (1981)
[5] GHOSH M.M., COX C.D. and PRAKASH T.M., Journal AWWA, March, 67 (1985)
[6] TANAKA T.S., PIRBAZARI M., Journal AWWA, December, 57 (1986)
[7] JANET B.P., BLACK A.P., EIDSNESS F.A. and STEARNS T.W., Journal AWWA, November, 1467 (1958)
[8] BLACK A.P., Journal AWWA, December, 1545 (1959)
[9] BLACK A.P., CHRISTMAN R.F., Journal AWWA, JUNE, 737 (1961)
[10] KANE J.C., LAMER V.K. and LINFORD H.B., Journal A.C.S., September, 86, 17, 3450 (1964)
[11] LETTERMAN R.D., VANDERBROOK S.G. and SRICHARDENCHAIKIT P., Journal AWWA, January, 44, (1982)
[12] NEUMAN W.E., Journal AWWA, September, 472 (1981)
[13] KARR P.R., KEINATH T.M., Filtration & Separation, November-December, 543 (1978)
[14] COACKLEY P., WILSON F., Filtration & Separation, January-February, 61 (1971)
[15] SLIGAR M.J., Journal WPCF, April vol.56, n°4, 314 (1984)
[16] BASKERVILLE R.C., GALE R.S., WPCF, 67, 233 (1968)
[17] ISRAELACHVILI J.N., Intermolecular and surface forces. Academic Press (1985)
[18] HERZIG J.P., "Quelques aspects théoriques de la floculation" Cycles CPIC, ENSIC, NANCY (1986)
[19] COLIN F., Thèse de Doctorat, Institut de Recherches Hydrologiques de NANCY (F) (1966)
[20] BOEGLIN J.C., Thèse de Doctorat, Université de NANCY (F) (1969)
[21] HALDE R.E., Filtration & Separation, May-June, 241 (1979)
[22] SMOLLEN M., 4th World Filtration Congress, BRUXELLES, 22, 25th April, 14-35 (1986)
[23] SATO H.S., SUZUKI H., Filtration & Separation, November-December, 492 (1982)
[24] BEN REJEB B., ROQUES M., CORNIER J.C., 1er Congrès National "Génie des Procédés", NANCY, 21-23 Septembre (1987) (à paraître)

TOXICITÉ ENVIRONNEMENTALE DES POLYMÈRES FLOCULANTS UTILISÉS POUR LE TRAITEMENT DES EFFLUENTS ET LA DÉSHYDRATATION DES BOUES

R. van Coillie *, C. Thellen ** et A. Dumouchel ***

* Environnement Canada, Conservation et Protection, Région du Québec, Direction de la protection de l'environnement, 1179, rue de Bleury, Montréal, Québec, Canada, H3B 3H9

** Ministère de l'Environnement du Québec, Direction des laboratoires, Complexe scientifique du Québec, 2700, rue Einstein, Sainte-Foy, Québec, Canada, G1V 4C7

*** Technitrol-Eco-Recherches Canada, 121, boulevard Hymus, Pointe-Claire, Québec, Canada, H9R 1E6

RÉSUMÉ

Parmi les polymères floculants produits par 25 compagnies canadiennes pour l'épuration des eaux usées, 63 d'entre eux ont été choisis au hazard et ont ensuite été étudiés pour leur écotoxicité envers des salmonidés. Leurs CL50 (concentrations létales pour 50% des poissons) en 96 heures se situent entre 0,1 et 20 mg/l pour les polyamines, polyacrylamides, polymères naturels et polyacrylates par ordre croissant. Leur écotoxicité s'explique notamment par la formation de flocs sur les branchies des poissons où une hypertrophie cellulaire inflammatoire se manifeste. Au niveau sous-létal, on a observé un évitement (réaction de fuite) des salmonidés à partir de 0,05 mg/l pour des polyélectrolytes qui ont été testés dans une station de traitement d'un effluent minier. Les implications de ces données sont à considérer en vue d'une évaluation de risque.

ABSTRACT

Sixty three flocculent polymers coming from 25 canadian companies for wastewater treatment have been chosen randomly in order to study their ecotoxicity on salmonids. Their LC50 (lethal concentrations for 50% of fishes) during 96 hours are located between 0,1 and 20 mg/l increasely for the polyamines, polyacrylamides, natural polymers and polyacrylates. Ecotoxicity of these polymers can be explained by inflammatory cellular hypertrophy due to floc formation on them. At the sublethal level, an avoidance of salmonids has been observed from 0,05 mg/l for polyelectrolytes tested in a mining wastewater plant. These results must be considered with a view to a risk evaluation.

INTRODUCTION

L'addition de polymères floculants est relativement fréquente pour l'épuration des eaux usées depuis une quinzaine d'années, notamment pour la clarification des effluents d'usines de pâtes et papiers, de mines et d'aciéries et pour la déshydratation des boues de traitement. On suppose généralement que ces polymères, reconnus comme toxiques (Poulet et Vidal, 1975, Okazawa, 1976, Murakami et Oshima, 1977), restent confinés dans les bassins et/ou les boues de traitement. Toutefois, une fraction résiduelle de ces agents peut se retrouver dans le milieu recevant les effluents traités (Miyanada et coll., 1977, Murakami et Oshima, 1977) et y occasionner alors une écotoxicité pour divers organismes aquatiques tels que Daphnia magna, Limnocalanus macrurus, Mysis relicta et Salvelinus namaycush (Biesinger et coll., 1977). Malgré cette possibilité, l'utilisation des polymères floculants connait un succès grandissant pour l'assainissement des eaux usées mais reçoit peu d'attention pour la protection environnementale. Dans ce contexte, il a été estimé opportun de considérer particulièrement cette dernière avec une recherche sur l'écotoxicité des polyélectrolytes présentement employés au Canada pour la traitabilité des effluents.

MATÉRIEL ET MÉTHODES

On inventoria d'abord les firmes canadiennes fabriquant et/ou vendant des polymères de floculation pour l'assainissement des effluents. Un questionnaire confidentiel fut ensuite envoyé à ces firmes concernant la chimie de ces polymères; il leur fut également demandé d'envoyer des échantillons de ceux-ci pour les tester au point de vue écotoxique.

Parmi les échantillons reçus, 63 ont été choisis au hasard pour évaluer leur écotoxicité létale. On s'informa des concentrations maximales auxquelles ces 63 polymères floculants étaient individuellement utilisés pour des épurations d'effluent. Ces concentrations furent retenues pour des bioessais initiaux de létalité précisant leurs TL50 (temps léthal pour 50% des poissons). A cette fin, on tint compte de recommandations gouvernementales connues (Environnement Canada, 1972) et on adopta les conditions suivantes:

- type de bioessai: statique (sans renouvellement de la solution)
- durée maximale: 96 heures
- espèce testée: Salmo gairdneri (truite arc-en-ciel) de première année (< 0,5 g)
- nombre de poissons: 10 par volume de 20 à 25 litres
- eau de dilution: eau de puits après passage par des filtres de sable et de charbon activé
- température: $12^{o}C \pm 2^{o}C$
- pH: $7,8 \pm 0,3$
- oxygène dissous: $9mg/l \pm 2mg/l$
- dureté: 105mg/l en $CaCO_3 \pm 11mg/l$

A partir des TL précisés durant 96 heures en mode statique, il y eut une sélection des 24 polymères les plus écotoxiques afin d'en évaluer leurs CL50 (concentrations létales pour 50% des poissons). Dans ce but, cinq dilutions furent préparées pour chaque polymère sélectionné; elles furent décidées en tenant compte de sa TL50 à concentration maximale d'utilisation et furent ensuite testées durant 96 heures sur Salmo gairdneri dans les mêmes conditions que celles décrites ci-dessus, hormis le mode qui fut dynamique (flux continu). Le choix de ce mode visait à simuler l'écoulement des rivières recevant des effluents, tel que recommandé par Sprague (1973); le flux était ajusté à 0,1 l/min $\pm$ 0,025.

Ultérieurement, nous eûmes l'occasion d'étudier in situ l'écotoxicité de de 4 polyélectrolytes floculants expérimentés dans une station de traitement d'un effluent d'une mine de fer. Ces 4 polymères y étaient ajoutés selon les séquences suivantes recommandées par les fournisseurs:

Procédé	Expérience I	Expérience II	Expérience III
Effluent minier brut à 25 l/minute			
Bassin de turbulence (40 l) avec agitateur (1000 rpm) pendant 1 minute	Tannin (+) A à raison de 10 mg/l	Polyacrylamide (+) C à raison de 5 mg/l	Tannin (+) A à raison 10 mg/l
Bassin de floculation n°1 (180 l) avec agitateur (200 rpm) pendant 5 minutes	Polyacrylamide(-) B à raison de 0,5 mg/l	Chaux pulvérisée à raison de 15 mg/l	Chaux pulvérisée à raison de 12 mg/l
Bassin de floculation n°2 (180 l) avec agitateur (200 rpm) pendant 5 minutes	—	Polyacrylamide (+) C à raison de 1 mg/l	—
Bassin de floculation n°3 (180 l) avec agitateur (200 rpm) pendant 5 minutes	—	—	Polyacrylamide(-) D à raison de 0,5 mg/l
Bassin de clarification double (2 X 80 l) pendant 3 heures durant lesquelles avait lieu la sédimentation des flocs	—	—	—

Bassin de polissage	—	—	—
Effluent traité rejeté dans une rivière locale et pris en dérivation latérale pour les bioessais	—	—	—

L'efficacité du traitement des effluents miniers avec les polyélectrolytes utilisés fut vérifiée, à l'aide de méthodes conventionnelles (APHA, 1976), pour les paramètres cités ci-après: solides en suspension, couleur, turbidité, fer après acidification avec HNO_3 concentré et spectrophotométrie en absorption atomique à flamme et silice (SiO_2) après digestion avec HCL concentré et spectrophotométrie en absorption atomique avec flamme.

L'écotoxicité des effluents miniers traités fut testée d'abord au niveau létal in situ . Pour cela, on choisit les TL 50 en 96 heures (voir plus haut), tel que recommandé par Environnement Canada (1977). Les conditions suivantes furent alors adoptées en tenant compte des caractéristiques locales:

.type de bioessai: dynamique (flux continu de 5,5 à 8,5 l/heure)
.espèces testées: expérience I: Salmo salar* de seconde année (< 5,0g)
: Salvelinus fontinalis* de première année (< 0,9g)
expérience II: Salmo gairdneri* de première année (< 0,5g)
: Salvelinus fontinalis* de première année (< 0,9g)
expérience III: idem expérience II

* Le saumon (Salmo salar) et la truite mouchetée (Salvelinus fontinalis) étant les deux expèces locales principales des salmonidés et la truite arc-en-ciel (Salmo gairdneri) étant recommandée par les règlements pour les bioessais (Environnement Canada, 1977), on décida de faire des bioessais avec les trois espèces tout en tenant compte de certaines contraintes logistiques et financières.

.nombre de poissons: 10 par volume de 25 litres
.eau de dilution: eau du bassin versant récepteur local
.température: 10,5°C - 14,0°C
.ph: 6,8 - 7,3
.oxygène dissous: 7,8 - 11 mg/l
.dureté: 6 - 16 mg/l en $CaCO_3$

À la fin des bioessais létaux in situ, nous avons observé des flocs sur les branchies des poissons morts et survivants. Ceci nous incita à prélever des branchies chez des survivants en vue de visualiser les effets histopathologiques survenus dans celles-ci. Les branchies prélevées furent fixées à 4°C dans la glutaraldéhyde 1% pendant 2 heures, post-fixées dans le tétroxyde d'osmium 1% pendant 2 heures, déshydratées dans l'acétone et l'oxyde de propylène, ultérieurement enrobées dans l'EPON 812 et sectionnées en coupes de 0,5 µm et 0,1 µm d'épaisseur respectivement pour les microscopies optique et électronique avec colorations appropriées (Ruthman, 1970).

Tableau I: Compagnies inventoriées au Canada pour les polymères floculants destinés au traitement des eaux usées.

Alchem Ltd. *

Allied Chemicals Canada Ltd.

Allied Colloids

Bayer Canada Inc.*

Betz Laboratories Ltd.*

Calgon Canada *

Canada Glue

C.I.L. Inc.*

Cyanamid of Canada Ltd.

Dearborn Chemical Co. Ltd.*

Diamond Shamrock Canada Ltd.

Dow Chemical of Canada Ltd.*

Drew Chemical Ltd.

Dupont Canada Inc.*

Gamlen Chemical Co. Canada Ltd.

General Mills of Canada Ltd.*

Hercules Canada Ltd.

Magnus Chemicals Ltd.*

National Starch and Chemical Co. Canada Ltd.

Oakite Products of Canada Ltd.*

Penwalt of Canada Ltd.

Perolin Bird Archer Ltd.*

Pigment and Chemical Co. Ltd.

Rohm and Haas Canada Ltd.*

Union Carbide of Canada

* Compagnies ayant participé à notre étude.

Une étude écotoxique sous-létale in situ des effluents miniers traités fut ensuite effectuée. Pour cela, nous avons choisi l'évitement (réaction de de fuite) des poissons vis-à-vis de ces effluents car ce paramètre se révèle un indicateur précoce représentatif d'une écotoxicité sous-létale (Cherry et Cairns, 1982). Le système expérimental mis au point à cette fin est décrit en détail par Thellen (1983). Résumons-en l'essentiel. Deux bassins cylindriques en propylène de 30 litres chacun étaient reliés par une ouverture de 7,5 cm à leur base. Un écoulement d'eau (3 l/minute) de la rivière locale y avait lieu du pôle d'entrée du bassin droit vers le pôle de sortie du bassin gauche. On y "injectait" l'effluent traité à flux onctinu (1 l/minute) dans le bassin gauche qu'on dénomma dès lors zone-cible. Dix poissons étaient placés dans le système et leur taux de fréquentation de la zone cible était enregistré toutes les 15 secondes. L'expérimentation comprenait 3 étapes:

.préadaptation des poissons au système en condition - témoin;
.période-contrôle de 15 minutes sans ajout de l'effluent;
.période-réponse de 15 minutes en présence du flux de l'effluent traité (signalons ici que le flux de 1 l/minute d'eau locale "injecté" dans le système n'occasionnait pas d'évitement significatif).

Les conditions physico-chimiques ont été semblables à celles stipulées les bioessais létaux in situ. Les espèces testées furent:

expérience I: Salmo salar de troisième année (21 à 36 g)
expérience II: Salvelinus fontinalis de seconde année (21 à 30 g)
expérience III: idem expérience II

Les données de fréquentation de la zone-cible furent statistiquement analysées par informatique à l'aide du logiciel SPSS et du test de Mann-Whitney (Zar, 1974).

Soulignons finalement que la démarche suivie lors de notre étude s'est graduellement orientée vers des expériences plus complexes et plus coûteuses (TL50 en mode statique - CL50 en mode dynamique - bioessais létaux à flux continu in situ - bioessais sous-létaux d'évitement in situ). Ceci explique que nous avons été amenés, en fonction des inévitables contraintes logistiques et budgétaires, à limiter graduellement le nombre de polymères examinés.

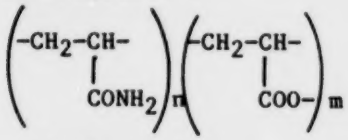
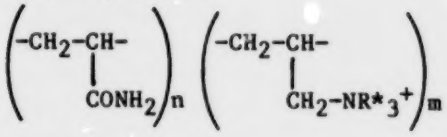
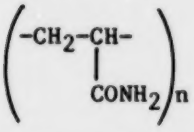
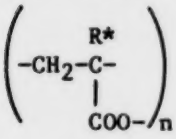
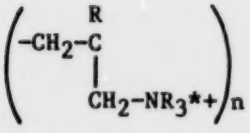
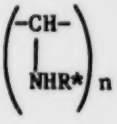
RÉSULTATS ET DISCUSSION

Notre inventaire répertoria 25 compagnies fabriquant et/ou vendant des polymères floculants au Canada pour le traitement des eaux usées (tableau I).

Parmi ces compagnies qui furent toutes contactées, 13 (tableau 1) nous firent parvenir 5 à 17 de leurs polymères floculants commerciaux avec des informations confidentielles sur la composition chimique et l'utilisation de ces agents pour l'épuration des effluents.

Ceci permit d'obtenir 126 de ces agents dont on choisit 63 au hasard.

Pour respecter la confidentialité des données transmises par les fournisseurs, on décida de ne pas citer les noms commerciaux et les firmes de provenance de ces 63 produits de floculation destinés au traitement des eaux usées. On préféra les classer par catégorie de composition chimique, tel que représenté ci-après.

Catégories chimiques des polymères de floculation (par ordre alphabétique)	Nombre de polymères choisis
<u>Polyacrylamides:</u>	22 dont:
anioniques (-) 	4
cationiques (+): 	8
neutres (0): 	10
<u>Polyacrylates:</u>	17 dont:
anioniques (-) 	12
cationiques (+) 	5
<u>Polyamines catoniques (+):</u> 	12

Polymères naturels:	12 dont:
cationiques(+):	2
Exemple: tannins	
neutres (0):	10
Exemple: amidon	
Total	63

* R = groupe alkyl : $-(CH_2)_x-$

Ces 63 polymères floculants furent testés durant 96 heures pour leurs TL50 vis-à-vis de la truite arc-en-ciel en mode statique; les résultats de ces bioessais sont exposés au tableau II.

En examinant les valeurs du tableau II, on constate les points suivants:

(X) la majorité des polymères floculants testés (43/63) à leurs concentrations maximales d'utilisation occasionnaient une écotoxicité létale à court terme pour Salmo gairdneri (100 à 5% de mortalité en 96 heures), ce qui montre que de telles concentrations s'avèrent peu acceptables pour une protection environnementale;

(X) dans chaque catégérie chimique de ces polymères, l'écotoxicité létale observée à court terme variait avec les produits commerciaux expérimentés; ceci peut être relié à la richesse différente de ceux-ci en radicaux actifs de floculation au sein de la même catégorie;

(X) nonobstant cette variété "intra-catégorie", on pouvait déceler un ordre décroissant d'écotoxicité létale à court terme entre les différentes catégories de polymères floculants testés, lequel ordre décroissant apparaît comme suit:
polyamines (+)
polyacrylamides (+)
polymères naturels (+)
polyacrylamides (-)
polyacrylates (+) et polymères naturels (0)
polyacrylamides (0) et polyacrylates (+).

Les 24 agents floculants qui avaient causé 40% et plus de mortalité en 96 heures chez les truites furent retenus pour une détermination ultérieure de leurs CL 50 envers Salmo gairdneri durant 96 heures à flux continu. Ces CL 50 sont présentées au tableau III.

Comme l'indique ce dernier, l'écotoxicité létale que ces 24 agents floculants occasionnaient en s'écoulant se situait entre 0,1 et 20 mg/l.

Tableau II: Résultats des bioessais en mode statique pour 63 polymères floculants proposés pour l'épuration des effluents.

Catégories de polymères floculants (par ordre alphabétique)		Concentrations testées (1) exprimées en mg/l	Mortalité observée en 96 heures pour 20 truites arc-en ciel	TL 50 (2) déterminés durant 96 heures
Polyacrylamides:				
. anioniques (-)	No 1	200 ppm	100%	< 0,5 h
	No 2	200 ppm	100%	13,3 h
	No 3	200 ppm	60%	80,0 h
	No 4	200 ppm	0%	-
. cationiques (+)	No 5	200 ppm	100%	0,6 h
	No 6	200 ppm	100%	8,7 h
	No 7	200 ppm	25%	-
	No 8	200 ppm	15%	-
	No 9	200 ppm	0%	-
	No 10	200 ppm	0%	-
	No 11	150 ppm	100%	8,7 h
	No 12	50 ppm	100%	1,0 h
. neutres (0)	No 13	1000 ppm	10%	-
	No 14	200 ppm	15%	-
	No 15	200 ppm	10%	-
	No 16	200 ppm	5%	-
	No 17	200 ppm	0%	-
	No 18	10 ppm	15%	-
	No 19	10 ppm	10%	-
	No 20	10 ppm	0%	-
	No 21	10 ppm	0%	-
	No 22	10 ppm	0%	-
Polyacrylates:				
. anioniques (-)	No 23	200 ppm	20%	-
	No 24	200 ppm	10%	-
	No 25	200 ppm	5%	-
	No 26	200 ppm	0%	-
	No 27	200 ppm	0%	-
	No 28	100 ppm	5%	-
	No 29	100 ppm	5%	-
	No 30	100 ppm	0%	-
	No 31	10 ppm	5%	-
	No 32	10 ppm	0%	-
	No 33	10 ppm	0%	-
	No 34	10 ppm	0%	-
. cationiques (+)	No 35	200 ppm	100%	20,5 h
	No 36	200 ppm	20%	-
	No 37	200 ppm	20%	-
	No 38	200 ppm	5%	-
	No 39	200 ppm	0%	-

(suite tableau II)

Polyamines:				
cationiques (+)	No 40	400 ppm	100%	1,0 h
	No 41	250 ppm	100%	<1,0 h
	No 42	200 ppm	100%	<0,5 h
	No 43	200 ppm	100%	<0,5 h
	No 44	200 ppm	100%	0,5 h
	No 45	200 ppm	100%	1,5 h
	No 46	200 ppm	100%	1,5 h
	No 47	200 ppm	100%	3,0 h
	No 48	200 ppm	100%	4,0 h
	No 49	100 ppm	100%	4,5 h
	No 50	50 ppm	100%	0,7 h
	No 51	50 ppm	100%	0,8 h
Polymères naturels:				
. cationiques (+)	No 52	2000 ppm	100%	4,7 h
	No 53	200 ppm	100%	3,0 h
. neutres	No 54	200 ppm	0%	-
	No 55	200 ppm	0%	-
	No 56	200 ppm	0%	-
	No 57	200 ppm	0%	-
	No 58	200 ppm	0%	-
	No 59	100 ppm	100%	11,5 h
	No 60	40 ppm	40%	-
	No 61	40 ppm	10%	-
	No 62	40 ppm	5%	-
	No 63	40 ppm	0%	-

(1) Les concentrations testées correspondaient aux teneurs maximales qui avaient été stipulées par les fournisseurs pour certaines utilisations.

(2) Temps létaux pour 50% des truites.

Tableau III: Résultats des bioessais en mode dynamique pour les 24 produits les plus toxiques parmi les 63 polymères floculants proposés pour l'épuration des effluents.

Catégories de polymères floculants (par ordre alphabétique)		CL 50 (1) déterminées durant 96 heures pour 20 truites arc-en-ciel et exprimées en mg/l
Polyacrylamides:		
. anioniques (-)	No 1	2,1 ppm
	No 2	8,5 ppm
	No 3	16,0 ppm
. cationiques (+)	No 5	0,8 ppm
	No 6	2,1 ppm
	No 11	8,7 ppm
	No 12	1,4 ppm
Polyacrylates:		
. cationiques (+)	No 35	20,0 ppm
Polyamines:		
. cationiques (+)	No 40	0,4 ppm
	No 41	0,2 ppm
	No 42	0,1 ppm
	No 43	1,1 ppm
	No 44	0,6 ppm
	No 45	0,1 ppm
	No 46	9,3 ppm
	No 47	0,7 ppm
	No 48	7,2 ppm
	No 49	2,8 ppm
	No 50	0,5 ppm
	No 51	0,4 ppm
Polymères naturels:		
. cationiques (+)	No 52	11,0 ppm
	No 53	1,9 ppm
. neutres (0)	No 59	5, 0 ppm
	No 60	17, 0 ppm

(1) Concentrations létales pour 50% des truites

Elle se répartissait de la façon suivante:

polyamines (+) : 0,1 à 9,3 mg/l
polyacrylamides (+) : 0,8 à 8,7 mg/l
polymères naturels (+) : 1,9 à 11,0 mg/l
polyacrylamides (-) : 2,1 à 15,0 mg/l
polymères naturels (0) : 5,0 à 17,0 mg/l
polyacrylates (+) : 20,0 mg/l

Face à ces valeurs, on reste sidéré que la majorité des agents floculants considérés soient parfois employés à des teneurs de 200 mg/l (voir tableau II) pour le traitement des effluents même si une telle utilisation se fait de manière sporadique. En effet, nos résultats d'écotoxicité létale montrent qu'il faudrait limiter toute utilisation de ces agents de floculation à des concentrations inférieures à environ 10 mg/l pour une protection environnementale minimale (Ganon et Van Coillie, 1979).

Certes, la signification environnmementale des résultats prédécrits peut apparaître discutable car ceux-ci ont été acquis in vitro en laboratoires.

Elle fut toutefois confirmée grâce à une étude réalisée in situ dans une station de traitement de l'effluent d'une mine de fer (le nom de celle-ci n'est pas identifiée pour des raisons d'éthique).

A cette station de traitement, 4 polymères floculants, à savoir les numéros 1, 2, 6 et 53 du tableau II, ont été expérimentés en flux continu à $\leqslant$10 mg/l. Leur emploi se révélait globalement efficace pour l'épuration de l'effluent étudié, comme en témoignent les données de qualité aquatique ci-après:

Paramètres de qualité aquatique (1)	Expérience I	Expérience II	Expérience III
. Solides en suspension (mg/l)			
avant traitement	104	151	55
après traitement	33	142	45
abaissement	- 68 %	- 6 %	- 18 %
. Couleur (unités Hazen)			
avant traitement	37	25	18
après traitement	13	5	7
abaissement	- 65 %	- 80 %	- 61 %

. Turbidité (NTU)			
avant traitement	625	766	456
après traitement	29	7	12
abaissement	- 95 %	- 99 %	- 97 %
. Fer (mg/l)			
avant traitement	32	46	18
après traitement	2	0,5	0,6
abaissement	- 94 %	- 99 %	- 97 %
. Silice (mg/l)			
avant traitement	48	135	76
après traitement	12	10	11
abaissement	- 75 %	- 93 %	- 85 %

(1) Les normes de qualité de ces paramètres sont respectivement 25 mg/L, 10 unités Hazen, 5 NTU, 0,3 mg/l et 5 mg/l (Environnement Canada, 1977, McNeely et coll., 1980).

L'écotoxicité létale *in situ* se révéla faible mais non négligeable lors de l'utilisation des 4 polyélectrolytes; les résutlats suivants soutiennent cette constatation:

Espèces et mortalité observées	Expérience I	Expérience II	Expérience III
. *Salmo gairdneri*			
Mortalité en 96 heures		0 % 0 %	30 % 30 % 70 % * 10 % 30 % 30 %

Salmo solar			
Mortalité en 96 heures	0 %		
	10 %		
	0 %		
	0 %		
	0 %		
. Salvelinus fontinalis			
Mortalité en 96 heures	0 %	0 %	0 %
	0 %	0 %	0 %
	0 %	0 %	0 %
	0 %	0 %	0 %
	10 %	0 %	10 %
		0 %	0 %
		10 %	
		10 %	
		0 %	

* Un TL 50 inférieur à 96 heures ne fut constaté que dans ce cas: il équivalait à 60 heures.

Outre cette faible mortalité, l'emploi des 4 polymères floculants à la station d'épuration de l'effluent minier provoqua la formation et l'adhérence de flocs sur les branchies des poissons testés. Cette floculation y induisait certaines modifications histopathologiques typiques d'une inflammation. Ces altérations détaillées par Thellen (1983) se présentaient essentiellement comme suit:

Microscopie optique: boursoufflures des lamelles branchiales secondaires
: hypertrophie des cellules péniphériques
: vacuolisation de ces cellules

Microscopie électronique: condensation nucléaire des cellules pérophériques
: reticulum endoplasmique diffus dans celles-ci
: accolement de macrophages digesteurs de cellules malades

Ces manifestations histopathologiques et la faible écotoxicité létale observée suite à l'utilisation des 4 polymères floculants en flux continu in situ à des concentrations $\leq$ 10 mg/l indiquaient que ces dernières pouvaient exercer des effets néfastes sur les ressources halieutiques locales. Pour éviter de tels effets, une dilution de l'effluent traité s'avérait nécessaire. Afin de préciser l'ordre de grandeur de cette dilution, l'écotoxicité sous-létale de l'effluent traité fut expériementé in situ; cette dimension sous-létale est d'ailleurs recommandée aujourd'hui pour les études d'impacts écotoxicologiques (Van Coillie et Bermingham, 1985; Sergy, 1987; Blaise et coll., 1987).

Le paramètre sous-létal testé fut l'évitement des salmonidés (voir matériel et méthodes. Il fournit les données suivantes:

Espèces et évitement observés	Expérience I	Expérience II	Expérience III
. Salmo solar			
Dilution seuil (1)	10 %	-	-
. Salvelinus fontinalis			
Dilution seuil (1)	-	15 %	15 %

(1) Dilutions en-dessous desquelles l'évitement n'était plus observé.

Si l'on considère ces résulats sous-létaux en fonction des concentrations des polymères floculants utilisés, à savoir 0,5 à 10 mg/l, on peut situer le seuil d'écotoxicité sous-létale à partir de 0,05 mg/l.

Il y a donc lieu de tenir compte de cette valeur-seuil pour ajuster le traitement des eaux usées avec les polymères floculants.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

APHA (American Public Health Association), AWWA (American Water Works Association) and WPCF (Water Pollution Control Federation), 1976. Standard Methods. APHA, Washington, 14th edition.

Blaise, C., G.A. Sergy, P. Wells, N. Bermingham and R. Van Coillie, 1987. Biotesting, evolution and trends in Canadian environmental protection laboratories. (in press).

Beisinger, K.E., A.E. Lembre and W.E. Smith, 1977. Comparative toxicity of polyelectrolytes to selected aquatic animals. Wat. Poll. Control Fed. J., 48:183-187.

Cherry, D.S. and J. Cairns, 1982. Biological monitoring. Part V: Preference and avoidance studies. Water Res, 16: 263-301.

Environnement Canada, 1972. Lignes directrices concernant le règlement sur les effluents des fabriques de pâtes et papiers. Environnement Canada, Service de la Protection de l'Environnement, rapport EPS-1-WP-72-2.

Environnement Canada, 1977. Règlements et directives sur les effluents des mines de métaux. Environnement Canada, Service de la Protection de l'Environnement, rapport EPS-1-WP-77-1.

Ganon, D.J. et R. van Coillie, 1979. Impacts des agents floculants miniers dans l'environnement. Assoc. Mines Québec, 4 décembre 1979, Québec, 40 p.

McNeely, R.N., V.P. Neimanis et L. Dwyer, 1980. Références sur la qualité des eaux. Environnement Canada, Direction Générale des Eaux Intérieures.

Miyanada, N., T. Horikawa, A. Tsubouchi, Y. Ueyama and M. Shioya, 1977. Toxicity of polymer flocculant in water. Mizu Shori Gijutsu, 18:333-342.

Murakami, T. and Y. Oshima, 1977. Inspection of plant waste water in sewage systems and toxicity of polymers flocculants. Gesuido Jigyo Chosahi Hokoku, 51:101-106.

Okazawa, K., 1976. Toxicity of acrylamide and health hazards associated with the use of high molecular weight coagulants. Yosui To Haisui, 18:1077-1083.

Paulet, G. et M. Vidal, 1975. Toxicité de quelques esthers acryliques et méthacryliques d'acrylamide et des polyacrylamides. Arch. Mal. Prof. Med. Trav. Secur. Soc., 36:58-60.

Ruthmann, M., 1970. Methods in cell research. Cornell University Press, USA.

Sergy, G.A., 1987. Recommendations on aquatic biological tests and procedures for environmental protection. Environment Canada, Technology Development and Technical Services Branch.

Sprague, J.B., 1973. The ABC's of pollutant bioessay using fish. In: Biological methods for the assessment of water quality, J. Cairns and K.L. Dickson, editors. Am. Soc. Testing Materials, Washington, 528:6-30.

Thellen, C., 1983. Contribution des tests écotoxicologiques sous-létaux pour des études environnementales en eaux douces. Thèse de Doctorat, Université de Toulouse, 151 pages.

Van Coillie R. and N. Bermingham, 1985. Toxicology of flocculants used in water treatment. Chem. Inst. Can., Symp. Economics Business Management Div., Montreal November 24-25, 1985.

Zar, J.H., 1974. Biostatiscal analysis. Prentice Hall Inc., Englewood Chiffs, U.S.A.

TRAITEMENT SUR PLACE D'EAU CONTAMINÉE PAR ULTRASORPTION

J. Paquin

SANEXEN INTERNATIONAL INC.

RÉSUMÉ

Un nouveau procédé de traitement de l'eau a été élaboré, éprouvé et perfectionné au Canada au cours des trois dernières années. Ce procédé développé par Sanexen International Inc., permet d'extraire de l'eau, une vaste gamme de contaminants organiques toxiques. Des familles de composés aussi variées que les hydrocarbures aromatiques polycycliques, les substances organiques chlorées telles que les BPC ou les dioxines, les pesticides, les substances organiques contenant du soufre ou du phosphore, sont éliminées par ce procédé. Le traitement est effectué en continu et le système satisfait aux objectifs du traitement qui sont de l'ordre de 1×10^{-9} ou même 1×10^{-12} pour les substances qui, du point de vue de la santé, sont les plus indésirables.

Le procédé a fait l'objet d'essais concluants lors de la réalisation pratique de projets de décontamination en Ontario, au Québec et au Nouveau Brunswick. Plus de huit millions de litres d'eau ont déjà été décontaminés.

Le système est présentement commercialisé au Canada. Quatre unités mobiles de capacité différentes sont actuellement utilisées.

1.0 DÉVELOPPEMENT TECHNIQUE

Un projet de R & D a été mis sur pied au début de 1984 par la division du Génie de Sanivan (devenu Sanexen International en 1985) pour concevoir un système de traitement de l'eau, monté sur camion et suffisamment souple pour traiter une vaste gamme de contaminants. La capacité désirée était de 50 L/min.

Il devint vite évident toutefois que les techniques de traitement existantes ne pouvaient pas être aisément utilisées dans ce type d'application, étant donné d'une part leur efficacité réduite lorsque la qualité de l'eau varie et d'autre part à causes des contraintes imposées par les dimensions et le poids.

A la même époque, cette division avait à nettoyer le lieu d'un accident au cours duquel de l'huile contaminée par des BPC avait été déversée. Les travaux, entrepris pour le compte du Ministère de l'Environnement du Québec, comprenaient l'enlèvement et la décontamination de 340 m^3 de neige. Environ 110 000 litres de neige fondue et d'eau ayant servi au nettoyage devaient être traités et la teneur en BPC devait être inférieure à 1×10^{-9}.

Trois méthodes de traitement ont d'abord été essayées en laboratoire;
une extraction en trois phases, une oxydation catalytique et filtration sur différents milieux. Finalement l'eau a été traitée selon un procédé combinant l'extraction et la filtration et il n'y a eu aucune difficulté à obtenir des concentrations acceptables de tous les contaminants (BPC, huiles et graisses, matières en suspension et sulfures.)

Les travaux de recherche nous ont permis de mieux comprendre le comportement de contaminants du genre des BPC si bien que lorsqu'un incendie important survint à Varennes en novembre 1984, un système spécialement conçu pour le traitement de l'eau put être assemblé et installé sur une base d'urgence. L'objectif était d'enlever les BPC et les produits d'oxydation de l'eau d'extinction et de l'eau de surface qui s'écoulaient du milieu de l'accident.

Le système a été amélioré lorsqu'il a été décidé d'utiliser à grande échelle un procédé d'extraction à la mousse et le nettoyage à l'eau sous pression pour décontaminer les surfaces à l'intérieur des bâtiments. La conception du système a été modifiée de façon que, lors du traitement de l'eau, l'émulsion ayant servi au nettoyage des surfaces contaminées puisse être déstabilisée.

L'équipe de Sanivan chargée par Hydro-Québec d'exécuter les travaux de décontamination, est parvenue à amener la teneur en BPC d'une moyenne de 500×10^{-9} à une moyenne de 1×10^{-9} pour toutes les eaux usées résultant des opérations de nettoyage (mars à juillet 1985). D'autres contaminants qui faisaient aussi l'objet de préoccupations, tels les huiles et les graisses, les phosphates, les DFPC et les DDPC, furent aussi enlevés par le système de traitement.

L'utilisation combinée de l'extraction à la mousse et de l'ultrasorption a permis d'effectuer le nettoyage à un coût dix fois inférieur à celui de travaux similaires réalisés ailleurs dans le passé.

D'autres unités montées mobiles et basées elles aussi sur le principe de l'ultrasorption ont été construites. Ces unités dont la capacité varie de 40 à 400 L/min peuvent extraire une vaste gamme de contaminants. Jusqu'à maintenant elles ont eu quinze applications différentes. Quatre unités fonctionnent actuellement au Canada.

2.0 DESCRIPTION DU SYSTÈME

L'unité de traitement d'eau couramment utilisée par Sanexen est conçue pour ôter de l'eau les contaminants organiques toxiques, qu'ils soient émulsifiés, sous forme colloïdale ou dissous. Elle utilise des techniques de traitement conventionnelles comme l'adsorption et la coagulation-précipitation, mais aussi une technique non conventionnelle, en l'occurence l'ultrasorption. La combinaison de ces techniques permet d'enlever de 99% à 99,99% des contaminants, selon leur teneur dans l'eau d'entrée.

Le système peut être utilisé pour traiter l'eau d'entrée, quel que soit le niveau de concentration des contaminants, et peut typiquement réduire les niveaux de contamination aux valeurs suivantes;

- huiles et graisses 5×10^{-6}
- hydrocarbures aromatiques polycycliques 10×10^{-9}
- BPC 1×10^{-9}
- dioxines et furanes 1×10^{-12}

2.1 Réservoirs

Lorsque les eaux usées sont obtenues de façon discontinue, un camion-citerne ou un réservoir d'alimentation sont parfois utilisés pour retenir l'eau avant de la traiter.

On utilise souvent aussi un camion-citerne pour recevoir l'effluent lorsqu'il n'y a pas d'égout à proximité. Ceci a aussi pour avantage de permettre d'obtenir les résultats d'analyses par chromatographie en phase gaseuse avant de déverser et donc d'obtenir des autorités gouvernementales, pour chaque lot, l'autorisation de rejeter l'eau traitée.

2.2 Prétraitement

Deux type de prétraitement sont utilisés si la qualité des eaux usées le nécessite. Le premier est un procédé de coagulation conçu pour enlever la plus grande partie des solides en suspension et de l'huile présentes dans l'eau à traiter. Il permet de conditionner l'eau en vue de son traitement ultérieur en contrant certaines propriétés colloïdales causées par des impuretés.

Des qualités adéquates de coagulants/floculants sont ajoutées pour obtenir une précipitation efficace. Des essais de floculation à petite échelle sont effectués au préalable pour déterminer la quantité optimale de produits chimiques nécessaires.

L'équipement utilisé pour effectuer cette opération est soit un réservoir Pré-vil soit un séparateur Superlam de Sanexen. Ce prétraitement est appliqué chaque fois que la teneur en matières en supensions ou en contaminants inorganiques est élevée.

Le deuxième prétraitement parfois utilisé est une unité de protection en cas de surcharge. L'équipement consiste en un réservoir Pré-vil à deux barrières, conçu pour retenir jusqu'à 25 kg de contaminants du type BPC. Il a pour but de protéger le système de traitement contre les surcharges importantes, c'est à dire pendant les périodes au cours desquelles les contaminants sont présents en quantités anormalement élevées.

Ce prétraitement a été utilisé à Smithville, par exemple lors d'opérations de décontamination au cours desquelles il était probable que l'askarel et les eaux usées formeraient une émulsion.

Ce deuxième prétraitement agit comme régularisateur de la concentration. Il est facultatif et n'est utilisé que s'il y a risque de charges soudaines.

2.3 Système de traitement monté sur camion

L'eau est pompée dans le système à une pression de 200 à 300 kPa. Elle passe d'abord dans deux petits filtres granulaires pour éliminer les solides en suspension qui pourraient s'y trouver.

L'eau entre alors dans les réservoirs d'ultrasorption. Les propriétés combinées des matériaux utilisés dans ces unités permettent la capture des contaminants organiques dissous, en suspension ou émulsifiés, lors du passage de l'eau dans ces réservoirs. La formule utilisée est exclusive à Sanexen International Inc.

La filtration au charbon activé complète le traitement de l'eau. Une dernière portion des contaminants organiques dissous est retenue par adsorption sur le charbon. Cette étape joue un rôle de "Polissage". L'effluent est soit dirigé soit vers un réservoir de retenue, soit rejeté directement.

L'avantage qu'il y a à combiner ces diverses techniques réside dans le fait que leur efficacité se fonde sur différents principes physiques. L'efficacité globale est donc améliorée et on peut davantage se fier au système lorsqu'il s'agit de traiter des eaux usées dont les caractéristiques physiques et chimiques ont tendance à beaucoup fluctuer.

Le côut global du milieu filtrant et de son élimination est nettement inférieur à ce qu'il aurait été si on avait utilisé seulement du charbon activé. Il faut noter que l'efficacité du système d'ultrasorption n'est pas affecté par la présence de solvants organiques qui sont enlevés par le système, tandis que les mêmes composés parviendraient à saturer rapidement le charbon activé.

L'utilisation du charbon activé dans ce système est néanmoins intéressante économiquement car le traitement préalable subi par l'eau confère une longue vie au charbon activé.

Des robinets permettant de prélever des échantillons et de faire des essais périodiques de l'eau à différents points du système. Par mesure de sécurité, le système est muni d'une soupape et de plateaux étanches pour recueillir le liquide renversé en cas de surpression ou de défaillance de l'équipement.

Etant donné la nature des contaminants, Sanexen impose au personnel engagé dans de telles activités de décontamination des règles rigoureuses dans le domaine de la santé et de la sécurité, dont des examens médicaux périodiques. Au cours de ces examens la possibilité de contre-indications pour ce genre de travail fait l'objet de vérifications et des analyses de sang permettent de détecter très tôt tout symptôme d'exposition possible aux contaminants. Pour prévenir les risques d'indigestions, d'inhalations et d'absorptions d'agents toxiques par la peau, tout l'équipement de protection nécessaire est fourni aux employés et ces derniers reçoivent des instructions sur la façon de bien s'en servir.

Tous les opérateurs sont des techniciens en traitement des eaux. Ils connaissent bien les différents aspects des opérations de traitement des eaux, y compris les essais, l'optimisation, le dépannage et ce qu'il y a lieu de faire en cas d'urgence. Les problèmes difficiles de traitement sont résolus immédiatement par nos ingénieurs et chimistes spécialisés dans ce genre de traitement.

3.0 APPLICATION ET PERFORMANCE DU SYSTÈME

Le système de traitement utilisant l'ultrasorption peut servir à enlever de nombreux contaminants organiques de l'eau, même en présence d'émulsions. Les unités sont utilisées pour traiter les eaux de lavage provenant des opérations de décontamination, l'eau de surface contaminée, l'eau souterraine et une grande variété de déchets aqueux.

C'est pour l'enlèvement des hydrocarbures aromatiques non polaires que le procédé s'avère le plus efficace: son efficacité dans ce cas est de l'ordre de 99,9 %. L'importance de cette catégorie de composés est évidente lorsqu'on réalise qu'elle comprend la plupart des composés fortement toxiques et que ceux-ci peuvent se bioaccumuler, comme par exemple les dibenzodioxines polychlorées, le benzo (a) pyrene et le dichlorodiphényl-trichloroéthane.

L'efficacité du procédé lorsqu'il s'agit d'enlever des hydrocarbures aliphatiques est de l'ordre de 90 à 99 %. Dans le cas des hydrocarbures polaires et des solvants volatiles, l'efficacité varie et un traitement supplémentaire peut s'avérer nécessaire s'ils sont présents en quantités suffisantes; mais leur présence n'empêche pas l'extraction efficace des autres contaminants.

Les systèmes peuvent, selon les besoins, fonctionner par lot ou en continu. Il faut normalement de 2 à 48 heures, selon la distance à parcourir, pour que les unités mobiles se rendent à destination.

La qualité d'effluent recommandée dans les lignes directrices peut normalement être atteinte sans difficulté, même si la concentration de contaminants à l'entrée est très élevée.

Les concentrations typiques de certains contaminants dans l'effluent de l'unité de traitement figure à la section 2.0.

4.0 COMPARAISON AVEC LE TRAITEMENT CONVENTIONNEL

Pour enlever les contaminants dont il est question dans cet article, la technique normalement employée est l'adsorption sur charbon activé granulaire (CAG) souvent précédée d'un traitement destiné à enlever les contaminants en suspension.

Le procédé par ultrasorption a trois avantages par rapport à celui au CAG: la taille de l'équipement, le coût et la fiabilité.

Pour effectuer une tâche équivalente, la taille du système d'ultrasorption et des filtres qui lui sont associés n'est que le tiers de celle d'un système au CAG. Le système peut être transporté plus facilement, il exige moins d'espace sur le lieu d'utilisation et le coût de déménagement et d'installation est moins élevé.

Le coût en capital d'un système d'ultrasorption est environ 60 % de celui d'un système équivalent au CAG. Les frais de remplacement et d'élimination du milieu de traitement sont, en moyenne, deux fois moins élevés que ceux encourus dans le même but dans le cas d'un traitement au CAG. Les besoins en main-d'oeuvre sont les mêmes dans les deux cas.

A titre d'exemple, il est possible de faire une comparaison avec la restauration d'un lieu contaminé par du goudron à haute teneur en hydrocarbures aromatiques polycycliques. Dans le cas d'un système de traitement de l'eau en continu, d'un débit moyen de 14 m^3 à l'heure et d'une qualité d'eau à traiter typique, le coût du milieu de traitement est de 14 000 $ par semaine pour un système au CAG et de 7 300$ pour un système à ultrasorption, y compris le polissage au CAG. Ces coûts couvrent le remplacement et l'élimination du milieu de traitement requis pour obtenir la même qualité d'effluent dans les deux cas.

Le dernier avantage du système d'ultrasorption est qu'on peut se fier davantage à la qualité globale du traitement effectué. Il permet aussi de traiter une plus grande gamme de contaminants et il est moins perturbé par les surcharges instantanées. Enfin il résoud le problème des émulsions qui ne sont pas interceptées par le CAG.

Quant aux inconvénients, il faut citer la complexité plus grande du système (la loi de Murphy risque de jouer d'avantage) et, par comparaison avec le traitement CAG, l'attention plus grande requise par la préparation de l'équipement avant usage et par sa maintenance entre deux utilisations. Les opérateurs doivent donc, en général, avoir davantage d'expérience.

5.0 CONCLUSION

L'ultrasorption s'est révélée un outil utile de décontamination. Comme la décontamination de plus de huit millions de litres d'eau l'a largement prouvé, il est maintenant possible de s'en servir et de réduire le coût de traitement.

La recherche en vue d'améliorer le procédé continue, mais il peut d'ores et déjà être considéré comme une technique éprouvée dans le domaine de la protection de l'environnement.

TRAITEMENT DES EAUX DANS LA GESTION DES SOLS CONTAMINÉS À VILLE LASALLE DE 1983 À 1987

JEAN-JACQUES CARON
ANDRÉ MARSAN & ASSOCIÉS INC.

PRÉAMBULE

Gestion des lieux contaminées au Québec

C'est en 1983, que le Ministère de l'Environnement du Québec reconnaissant l'importance d'identifier tous les lieux ayant reçu dans le passé des déchets dangereux créa le groupe d'étude et de restauration des lieux d'élimination des déchets dangereux (GERLED).

En plus d'identifier les lieux, le premier mandat du groupe consistait à les caractériser de façon préliminaire et d'établir des priorités d'actions pour chacun de ces lieux en fonction des problèmes potentiels identifiés.

Cet inventaire des sites contaminés est remis à jour périodiquement. C'est ainsi, qu'en date de mai 1987, 1 086 lieux ont fait l'objet de vérification et que 324 lieux ont été retenus comme ayant potentiellement reçu des déchets dangereux.

Les priorités d'action sont regroupées en trois catégories:

a) Catégorie 1 (66 lieux)
Lieux présentant un potentiel de risque pour la santé publique et/ou un potentiel de risque élevé pour l'environnement.

b) Catégorie 2 (98 lieux)
Lieux présentant un potentiel de risque moyen pour l'environnement et/ou un faible risque pour la santé publique.

c) Catégorie 3 (160 lieux)
Lieux présentant un faible potentiel de risque pour l'environnement et aucun risque pour la santé publique.

Suite à ce premier mandat, un second fut attribué au GERLED consistant à la préparation et à la mise en place d'un plan d'action relativement à la gestion des lieux contaminés par des déchets dangereux. Ce plan d'action permet au Ministère de poursuivre son intervention par les mesures suivantes:

- la caractérisation exhaustive des lieux d'élimination;
- le choix et l'élaboration des solutions correctrices;
- la réalisation des mesures correctrices;
- le contrôle et l'évaluation des mesures correctrices ainsi que le suivi environnemental.

De plus, à l'intérieur de ce deuxième mandat, le GERLED a préparé une politique sur la gestion des projets de réhabilitation des sols contaminés, qui représente le but ultime des efforts déployés face à la décontamination et à la restauration des lieux contaminés.

Historique du terrain de l'ancienne usine de LaSalle Coke

Le terrain de LaSalle Coke est localisé au nord-est de la ville de LaSalle, en bordure du canal de Lachine. Il est d'une superficie approximative de 420 000 m², inscrit à l'intérieur du quadrilatère formé par les rues St-Patrick, Irwin, Newman et des Trinitaires. C'est dans la catégorie 1 que l'on retrouve ce site.

Une première usine est érigée sur le terrain vierge d'alors, par la Montreal Light Heat and Power Co., en 1914. Elle est destinée à la production de gaz synthétique (par opposition au gaz naturel) au moyen de la thermodécomposition du charbon. De plus, plusieurs sous-produits (coke, goudron, naphtalène, etc.) résultaient de cette combustion, lesquels étaient pour la plupart récupérés, traités et vendus à des manufacturiers. Les opérations prirent fin en 1957 avec l'arrivée à Montréal du gazoduc pour le gaz naturel.

Puis en 1927, la Montreal Light Heat and Power Co. fait construire sur le terrain adjacent (à l'ouest) une autre usine, celle-ci spécialisée dans la production de coke et connue sous la raison sociale de Montreal Coke M/G Co. Cette usine fonctionne jusqu'en 1977, année de sa fermeture. Pendant toutes ces années, l'usine connaît les propriétaires suivants: Montreal Coke Manufacturing Co., Hydro-Québec et Gaz Métropolitain Inc.

En plus des sous-produits, la combustion du charbon générait divers types de déchets solides, liquides ou gazeux, lesquels étaient dans la plupart des cas tout simplement enfouis sans précautions, sur le site même. Cette activité a conduit à la concentration d'une grande variété de composés chimiques, organiques et inorganiques sur le terrain des usines, résultant ainsi en une détérioration croissante de la qualité du milieu à cet endroit.

INTRODUCTION

Depuis 1983, la firme **ANDRE MARSAN & ASSOCIES INC.** a eu pour mandat de restaurer deux sections distinctes de ce site appelé LaSalle Coke ainsi que l'ancien dépotoir de Ville LaSalle, situé sur le boulevard Schevchenko. Des travaux de restauration se divisaient en deux phases, l'une visant principalement le confinement des sols contaminés et l'autre le traitement des eaux de la nappe phréatique et de pluie. Ce deuxième volet fait l'objet de cet exposé.

La firme **ANDRE MARSAN & ASSOCIES INC.** a conçu et adapté une usine de traitement dont la particularité première est sa mobilité, c'est-à-dire qu'elle est entièrement démontable et transportable par route.

Cette station de traitement a été utilisée avec succès à plusieurs reprise, soit en 1983, 1985 et 1986. Elle est actuellement en opération au site LaSalle Coke à Ville LaSalle.

Le but de cet exposé est de présenter le procédé de traitement exclusif ainsi que le résumé des performances obtenues lors de son utilisation.

BUT DU TRAITEMENT

Le traitement des eaux contaminées du site LaSalle Coke a pour but de réduire les charges polluantes avant de rejeter ces eaux dans les eaux de surface ou l'égout domestique.

La contamination des eaux est due principalement à la présence de déchets industriels enfouis sur le site. Pendant les travaux d'excavation, afin de décontaminer le sol, les eaux souterraines contaminées se ramassent au fond de l'excavation et leur volume est augmenté par les eaux de ruissellement et de précipitation directe sur le site.

CARACTÉRISTIQUE DES EAUX CONTAMINÉES

Les caractéristiques physiques et chimiques des eaux à traiter varient en fonction de l'emplacement et des précipitations. Les analyses effectuées sur des échantillons d'eau prélevés aux sites de LaSalle Coke, de Monsanto et d'autres sites avoisinants, révèlent une grande variation des caractéristiques chimiques des eaux contaminées et par le fait même, des eaux à traiter. Le Tableau 1 montre la gamme des concentrations pour un nombre de polluants primaires dans les eaux souterraines. Après dilution avec les eaux de ruissellement et de précipitation, les concentrations sont réduites. Le Tableau 1 indique également les caractéristiques chimiques anticipées des eaux usées à traiter. L'absence de norme de rejet définis quant aux hydrocarbures aromatiques polycycliques entraîne l'obligation de se référer à des critères de rejet établis par le Ministère de l'Environnement du Québec (depuis 1985) dont certains sont énumérés au Tableau 1A.

BESOINS EN TRAITEMENT

En comparant les caractéristiques anticipées des eaux à traiter aux valeurs prescrites par les normes de rejet, il est facile de voir que les eaux usées doivent subir les traitements suivants, avant leur rejet à un égout pluvial ou un égout domestique.

- réduction des H & G;
- réduction des composés phénoliques;
- réduction du sélénium;
- réduction du fer;
- réduction du plomb;
- réduction du zinc;
- réduction des cyanures;
- réduction des MES;
- réduction des HaP.

CHAINE DES PROCÉDÉS ENVISAGÉS

L'expérience des années précédentes indiquent que les eaux de ruissellement de surface contribuent à une dilution des eaux souterraines et que les concentrations des sulfates et des

TABLEAU 1: CARACTÉRISTIQUES DES EFFLUENTS À TRAITER

PARAMETRE	NAPPE SOUTERRAINE AVANT DILUTION PAR EAUX DE SURFACE	EAUX A TRAITER	NORME DE REJET A L'EGOUT PLUVIAL
Débit	5 à 15 m3/d	400 m3/d	
H & G	1 à 15 mg/l	65 mg/l	15 mg/l
Phénol	0,01 à 30,44 mg/l	10 gm/l	0,02 mg/l
Hg	<1 mg/l	1 mg/l	0,001 mg/l
pH	3,88 à 10,68	6,5	6,0 à 9,5
SO4	90 à 4300 mg/l	1500 mg/l	1500 mg/l
Se	0,01 à 2 mg/l	500 m mg/l	50 m mg/l
Cl	27 à 1759 mg/l	275 mg/l	1500 mg/l
Fe	0,01 à 3047 mg/l	100 mg/l	17 mg/l
Mn	0,25 à 64,4 mg/l	10 mg/l	
Pb	0,01 à 0,52 mg/l	0,25 mg/l	0,1 mg/l
Zn	0,03 à 1,90 mg/l	1 mg/l	1 mg/l
As	0,001 à 0,04 mg/l	0,002 mg/l	1 mg/l
CN	<1 mg/l	1 mg/l	0,1 mg/l
MES	47 à 179 mg/l	100 mg/l	1,5 mg/l

chlorures sont généralement inférieures aux valeurs prescrites par les normes.

Le but de la chaîne de traitement est donc de réduire les autres charges polluantes composées de matières en suspension, d'huile et graisse, de composés phénoliques et organiques divers et de métaux.

Le traitement doit aussi assurer que les effluents traités respectent les normes de pH.

Afin de produire un effluent conforme aux normes, nous avons proposé de traiter les eaux usées par les procédés suivants:

- coagulation, floculation à la chaux suivie de décantation pour réduire les huiles et graisses, les matières en suspension et les métaux par précipitation à un pH élevé;
- oxydation à l'ozone des composés phénoliques et organiques;
- ajustement du pH par ajout d'acide après le procédé d'ozonation;
- filtration de l'effluent ozoné sur lit de sable et anthracite pour enlever les matières colloïdales et autres particules fines.

Coagulation - flocuation - décantation

Le but principal est de réduire les huiles et graisses, matières en suspension et les métaux.

L'ajout de chaux pour obtenir un pH de l'ordre de 10,5 à 11,0 permet une saponification des huiles et graisses et une précipitation des métaux.

L'effet de la floculation est de former avec les précipités formés, un floc facilement décantable. Le traitement à la chaux est bien connu dans le traitement des eaux usées et est très efficace dans la précipitation des métaux.

La décantation des eaux usées additonnées de chaux et floculées permet d'obtenir un effluent ayant de très faibles concentrations en huile et graisse, métaux et matières en suspension.

Une simple filtration de l'effluent du décanteur permet d'obtenir des eaux traitées conformes aux normes à l'exception du pH.

Filtration sur sable-anthracite

L'effluent de la colonne de contact d'ozonation contient tellement peu de matières en suspension qu'une simple filtration est adéquate pour l'obtention d'un effluent comprenant 10 mg/l ou moins de matières en suspension.

PERFORMANCE DES UNITÉS DE TRAITEMENT

Paramètres de contrôle et échantillonnage

En raison des particularités de chacun des sites de décontamination, le choix des paramètres de contrôle du traitement de l'eau a varié pour chaque projet et est fonction des contaminants prioritaires inhérants à la contamination des sols.

TABLEAU 1A: CRITÈRES DE REJET DES HAP

PARAMETRE	CRITERE C (µg/l)
Anthracène	30
Benzo(a)pyrène	1
Fluoranthène	10
Naphtalène	30
Phénanthrène	5

Des échantillons de contrôle sont prélevés avant le traitement et après le traitement pour fin d'analyse en laboratoire selon les méthodes standards usuelles.

Traitement des eaux en 1983

Le pompage et le traitement des eaux se sont échelonnés du 26 septembre au 5 décembre 1983 et quelques 19 302 m3 d'eau furent traitées et rejetées dans un égout domestique.

Afin de quantifier l'efficacité du traitement, la moyenne des résultats des analyses des différents composés a été calculée, avant et après le traitement, ce qui permis d'établir le pourcentage effectif de destruction des composés. Les résultats de ces calculs sont présentés au Tableau 2. En raison de la nature de la contamination du sol lors de ce projet seulement, les hydrocarbures firent l'objet d'un contrôle d'efficacité. Les métaux lourds furent analysés uniquement en aval du procédé de traitement et ne dépassaient jamais les critères de rejets.

L'absence de directive à cette époque quant au traitement des HAP empêche toute comparaison avec des critères de rejets. Cependant, une réduction notable est enregistrée pour tous les contaminants problématiques.

Traitement des eaux en 1985

En 1985, le traitement s'est échelonné du 10 juillet au 1er novembre et une gestion efficace des eaux de ruissellement a permis de récolter uniquement les eaux contaminées et de traiter seulement 1 303 m3. Cependant, cette gestion a entraîné une concentration des contaminants dans l'eau, surtout les phénols, ce qui a considérablement réduit les quantités d'eau traitées par jour. Le pourcentage effectif de destruction des composés, indicatif de la contamination, a été calculé et est présenté au Tableau 3.

TABLEAU 2: RÉSULTATS DE L'EFFICACITÉ DES UNITÉS DE TRAITEMENT EN 1983

PARAMETRES	MOYENNES DES CONCENTRATIONS		EFFICACITE DU TRAITEMENT (%)
	AVANT LE TRAITEMENT (µg/l)*	APRES LE TRAITEMENT (µg/l)	
Anthracène	33,47	24,29	27
Fluoranthène	51,71	18,82	64
Benzo(a)pyrène	9,67	1,36	86
Benzo(g,h,i) périlène	35,00	2,71	92
HAP totaux	143,00	41,00	71
HAP cancérigènes	45,00	4,70	90
Huiles et graisses	22,35 mg/l	2,74 mg/l	88
Composés phénoliques	1,624 mg/l	0,417 mg/l	75

* sauf si indiqué

TABLEAU 3: RÉSULTATS DE L'EFFICACITÉ DES UNITÉS DE TRAITEMENT EN 1985

PARAMETRES	MOYENNES DES CONCENTRATIONS		EFFICACITE DU TRAITEMENT (%)
	AVANT LE TRAITEMENT (mg/l)	APRES LE TRAITEMENT (mg/l)	
Huiles et graisses	4,5	4,12	8
Fer	44,48	5,82	87
Composés phénoliques	7,43	2,81	62
Sulfates	1 327	1 497	0
Matière en suspension	113	24	79
pH	7,02	8,56	-

Bien que les concentrations en huiles et graisses furent toujours sous les normes de rejet, le traitement fut inefficace pour réduire leurs concentrations au-delà de 8%.

Il en est de même pour la dégradation des sulfates dont la moyenne des concentrations démontrent une recharge en sulfate. Ce phénomène résulte de l'oxydation par l'ozone de certains composés organiques sulfurés présents dans l'eau brute, ce qui entraîne une production indésirable de sulfates.

Traitement des eaux en 1986

En 1986, le traitement s'est échelonné du 1er juillet au 13 septembre inclusivement et quelques 6 300 m3 d'eau furent traitées. Les performances atteintes cette année (Tableau 4) furent excellente et la réduction de la contamination permis de rencontrer les normes de rejets pour les composés phénoliques et le mercure.

TABLEAU 4: **RÉSULTATS DE L'EFFICACITÉ DES UNITÉS DE TRAITEMENT EN 1986 À L'ANCIEN DÉPOTOIR DE VILLE LASALLE**

PARAMETRES	MOYENNES DES CONCENTRATIONS		EFFICACITE DU TRAITEMENT (%)
	AVANT LE TRAITEMENT (µg/l)	APRES LE TRAITEMENT (µg/l)	
Mercure	1,20	0,20	86
Composés phénoliques	39,70	5,90	85
Anthracène	0,57	0,02	96
Fluoranthène	0,44	0,05	89
Naphtalène	7,20	2,18	70
Phénanthrène	1,90	0,14	93
pH	7,7	8,4	-

Dans le cas des PAH, les concentrations étaient, en moyenne, sous les normes de rejet avant le traitement mais une dégradation importante fut enregistrée, soit 70% dans le pire des cas et 96% dans le meilleur des cas.

CONCLUSION

La diversité des composés toxiques retrouvée dans les eaux de ruissellement et de la nappe phréatique oblige d'instaurer une chaine de procédé complexe afin de réduire la charge contaminante de l'eau avant le rejet à l'égout unitaire ou domestique.

L'unité de traitement utilisé par la firme **ANDRE MARSAN & ASSOCIES INC.** pour traiter les eaux dans les projets de restauration des sols à Ville LaSalle entre 1983 et 1987 comprend plusieurs étapes de traitement: traitement physico-chimique, oxydation à l'ozone, filtration et contrôle du pH, afin de réduire la charge contaminante en-dessous des normes de rejet à l'égout.

Les performances enregistrées par l'unité de traitement furent excellentes pour la dégradation des HAP et des métaux lourds; inconstantes d'une année à l'autre pour l'enlèvement des huiles et graisses et médiocre pour l'enlèvement des sulfates.

RÉHABILITATION DE SERVICES MUNICIPAUX DANS LES MUNICIPALITÉS DU QUÉBEC: EXPÉRIENCE DE VILLE DE LAVAL

Normand Frenette, Ing., Chargé de Projet
Assainissement des Eaux, Ville de Laval
Pierre Dugré, Ing., Coordonnateur
Assainissement des Eaux, Ville de Laval

INTRODUCTION

Ville de Laval a été formée, en 1965, par la fusion de quatorze (14) municipalités. Une population de trois cent mille (300 000) personnes fait, de Ville de Laval, la deuxième ville en importance dans la province de Québec. La superficie de Ville de Laval atteint près de vingt-cinq mille (25 000) hectares.

Les caractéristiques principales du réseau d'égouts de Ville de Laval se décrivent comme suit:

Réseau sanitaire	70%	700 km
Réseau unitaire	30%	300 km
Longueur de conduites d'eaux usées		1 000 km
Longueur de conduites pluviales		650 km
Nombre de regards sanitaires		10 300 un.
Nombre de regards unitaires		4 560 un.
Nombre de regards pluviaux		8 750 un.
Nombre de puisards		30 000 un.
Age du réseau: en moyenne 20 à 25 ans		
Nombre de postes de pompage		53 un.
Nombre de trop-pleins		129 un.
Piézomètres verticaux installés		93 un.
Traçage d'entrées de service		+ 3 000 un.
Puisards mal raccordés (sanitaire vs pluvial)		695 un.
Inspection télévisée effectuée		+ 120 000 m. lin.

Le territoire de Laval connaît depuis trente (30) ans une urbanisation très rapide, particulièrement le long des rivières des Prairies et des Mille-Iles et des quatre (4) autoroutes (640, 440, 25 et 15) qui desservent le territoire. Malgré un accroissement démographique accéléré, l'immensité du territoire laisse de la place à l'agriculture: environ 40% de la superficie est à vocation agricole, principalement dans la partie "est" de l'île.

Il y a à peine quelques années, le problème de la réhabilitation des infrastructures ne se posait pas. Tous les efforts des gestionnaires municipaux étaient orientés vers la création de nouveaux services pour satisfaire les nouveaux développements domiciliaires.

Aujourd'hui, les gestionnaires doivent planifier la réhabilitation des infrastructures afin de maintenir les services nécessaires à la population. C'est ainsi que notre service a été appelé à planifier la réhabilitation des réseaux d'égouts dans le cadre du programme d'assainissement des eaux usées. Un programme de restauration des conduites d'aqueduc prend forme depuis 1985. Un programme de resurfaçage et de gestion de chaussées a été mis sur pied récemment. Laval poursuit également un programme de revitalisation des anciens quartiers (les anciens villages à l'origine de Ville de Laval). On sait

maintenant que tous les services d'infrastructure du domaine public devront faire l'objet d'importants programmes dans les années qui viennent.

Aujourd'hui, nous vous entretiendrons principalement sur des projets récents dans le domaine de la réhabilitation des réseaux d'égouts à Ville de Laval.

RÉHABILITATION DES RÉSEAUX D'ÉGOUTS

Les eaux parasites véhiculées par un réseau d'égouts peuvent sévèrement réduire la capacité hydraulique des conduites, résultant ainsi très souvent en des refoulements, des surcharges et des débordements sans traitement au cours d'eau. Les eaux parasites peuvent aussi affecter sévèrement l'efficacité des stations d'épuration et aussi compromettre les efforts d'assainissement d'un cours d'eau.

La réhabilitation des réseaux d'égouts en vue d'une réduction des eaux parasites est donc une des alternatives possibles et, dans bien des cas, rentables, nous permettant de rencontrer les objectifs environnementaux fixés. C'est l'alternative que nous avons retenue pour illustrer trois (3) types de travaux de réhabilitation que nous préconisons et appliquons dans le temps à Ville de Laval.

1.0 Bassin Corbeil

Le bassin Corbeil (figure 1) est un secteur de 82,5 ha situé au bord de la rivière des Prairies, près du pont Viau. Il s'agit d'un vieux quartier desservi par des égouts de petits diamètres (305 à 380 mm) qui ne devaient recevoir à l'origine que des eaux sanitaires; des puisards de rue ont été par la suite raccordés à ce réseau, ce qui en a fait un réseau unitaire, mais de capacité insuffisante. Trois (3) postes de pompage évacuaient les eaux à la rivière soit les postes du Moulin, Hydro-Québec Ouest et Hydro-Québec Est. De nombreuses plaintes de refoulement d'égouts ont été enregistrées au fil des années dues à l'insuffisance de ce réseau en période de pluie.

Lors de la préparation du programme d'assainissement des eaux, il a été convenu que le raccordement des eaux usées de ce secteur au futur intercepteur Marigot nécessitait la construction de l'intercepteur Corbeil.

1.1 Méthode traditionnelle

Une première étude a été effectuée selon les méthodes traditionnelles, afin de déterminer les aménagements requis et les principales conclusions ont été les suivantes:

- élimination du poste de pompage du Moulin;
- construction d'un collecteur unitaire sur le boulevard des Prairies
  Diamètres : 1,5 mètre et 1,65 mètre
  Profondeurs: 4 à 7 mètres
- reconstruction du poste de pompage Hydro-Québec "Est" avec pompage sanitaire vers l'intercepteur et pompage des eaux pluviales à la rivière
  Capacité de pompage pluvial: 4 530 l/s (pluie 1 fois dans 10 ans)
- Reconstruction du poste de pompage Hydro-Québec "Ouest" avec pompage sanitaire vers l'intercepteur et pompage des eaux pluviales à la rivière
  Capacité de pompage pluvial: 1 840 l/s (pluie 1 fois dans 10 ans)
- Volume capté (pluie 1 fois dans 10 ans): 8,97 millions de litres
  Coûts des travaux: 6,2 millions de dollars

POSTE DU MOULIN
(ABANDONNÉ)
BASSIN CORBEIL
POSTE HYDRO-QUEBEC OUEST
POSTE HYDRO-QUEBEC EST

FIGURE 1

Le design proposé a alors été testé au moyen du modèle informatisé SWMM comportant le sous-programme EXTRAN pour la simulation des écoulements en charge dans toutes les conduites du réseau. Or ces simulations nous ont révélé que, malgré la dimension des collecteurs proposés, les refoulements d'égouts ne seraient pas éliminés en période de fortes pluies, excepté aux abords du boulevard des Prairies. En effet, les conduites locales, sous-dimensionnées, ne pouvaient évacuer les débits pluviaux vers le collecteur proposé qui, pour sa part, demeurait sous-utilisé tout comme le poste de pompage proposé.

Par exemple, dans le cas du sous-bassin Hydro-Québec "Est" soumis à une pluie d'une récurrence de deux (2) ans d'une durée de trente (30) minutes, on a déterminé que la station ne serait sollicitée qu'à environ 50% de sa capacité.

Étant donné qu'il était hors de question de changer toutes les conduites locales trop petites, ce qui se serait traduit par des coûts supplémentaires exorbitants, il a été décidé de réorienter le projet en favorisant une approche basée sur le drainage de surface.

1.2 Méthode par drainage de surface

Cette méthode consiste à aménager un réseau peu profond qui recueillera les eaux de ruissellement de surface de façon à convertir le réseau existant en réseau pseudo-séparatif. On tente également de réduire au minimum la longueur des conduites en favorisant l'écoulement en surface dans le caniveau ou cours d'eau de la rue. Lorsque la pente de la rue le permet, et c'est le cas dans le secteur Corbeil, il est même possible d'éliminer des puisards le long d'un tronçon de rue, de façon à diriger les eaux de surface vers le réseau aménagé au point bas, où l'on installe des puisards de capacité supérieure. Des dos d'âne peuvent être aménagés pour empêcher l'écoulement du cours d'eau dans des zones précises.

A titre d'exemple, avec une pente longitudinale de l'ordre de 1%, une rue de 9,15 m de largeur peut véhiculer un débit de 283 l/s avec un niveau d'eau de 91,4 mm à la bordure. Dans ces conditions, la section d'écoulement s'étend sur 3,05 m de chaque côté de la rue, laissant une travée centrale de 3,05 m de largeur non submergée. Une conduite ayant une pente identique de 1% doit avoir un diamètre de 455 mm pour transporter le même débit.

Compte tenu de la faible fréquence de ces débits, soit moins d'une fois par dix (10) ans, on constate l'avantage d'utiliser la rue existante plutôt que d'y installer une nouvelle conduite pour évacuer les eaux de drainage superficiel.

Nous avons donc étudié le projet suivant cette optique et les conclusions furent les suivantes:

- élimination du poste de pompage du Moulin et raccordement du réseau de ce secteur au poste Hydro-Québec "Ouest";
- conduite existante conservée et aménagement d'un réseau pluvial de surface avec débranchement de cent vingt-neuf (129) puisards de rue et rebranchement au nouveau réseau pluvial;
- obturation de cinquante-neuf (59) puisards avec réfection du profil du cours d'eau;
- installation de trois (3) hydro-freins dans les puisards et aménagement de dos d'âne afin de retarder les apports dans le réseau;
- installation de trois (3) hydro-freins sur des conduites privées à défaut de débrancher de grandes surfaces de toits et de stationnements;

- reconstruction du poste de pompage Hydro-Québec "Est"
  Capacité de pompage pluvial: 512 l/s (pluie 1 fois dans 10 ans) (au lieu de 4 530 l/s);
- reconstruction du poste de pompage Hydro-Québec "Ouest"
  Capacité de pompage pluvial: 147 l/s (pluie 1 fois dans 10 ans) (au lieu de 1 840 l/s);
- volume capté (pluie 1 fois dans 10 ans): 1,16 million de litres (au lieu de 8,97 millions de litres).
  Réduction = 87%
- Coûts des travaux: 3,6 millions $ + 0,5 million $ (insituform) = 4,1 millions $.

Pour finaliser le projet, la conduite sur le boulevard des Prairies devra faire l'objet d'une réhabilitation. La longueur à réhabiliter est de mille trois cent quatre-vingt-cinq (1 385) mètres et l'estimé est de cinq cent mille dollars (500 000 $).

2.0 Secteur Fabreville

Le secteur Fabreville (figure 2) est situé à l'ouest de l'île de Laval sur les bords de la rivière des Mille-Iles. On retrouve le secteur Laval-Ouest à l'ouest et le secteur Ste-Rose à l'est.

Les caractéristiques du secteur Fabreville sont les suivantes:

- population: 30 000 personnes, secteur résidentiel;
- type de réseau d'égouts: pseudo-séparatif;
- âge moyen du réseau d'égouts: 25 ans;
- type de conduites:
  - majorité: béton armé avec garnitures de caoutchouc;
  - un peu de ciment-amiante;
- type de sols: moraine de fond recouverte de sable, de terre noire ou d'argile;
- les crues printanières affectent une partie du réseau principalement dans la partie ouest.

Les piézomètres verticaux nous ont révélé que la nappe phréatique variait selon le niveau de la rivière et touchait en permanence une bonne partie des conduites principalement dans la partie "ouest" de Fabreville.

Les débits d'infiltration rencontrés à Fabreville sont les suivants:

PARTIE "EST"	
Q infiltration moyenne	12 100 m^3/d
Q infiltration nappe haute	16 100 m^3/d
Q sanitaire	6 500 m^3/d
PARTIE "OUEST"	
Q infiltration moyenne	18 900 m^3/d
Q infiltration nappe haute	46 100 m^3/d
Q sanitaire	1 900 m^3/d

Un traitement physico-chimique est actuellement en fonction pour la partie "est" alors que le traitement donné à la partie "ouest" se limite à un tamisage et à un dessablage. Dans un proche avenir, les eaux usées provenant du secteur Laval-Ouest (débit moyen de 10 000 m^3/d), situé à l'ouest de Fabreville, seront acheminées vers la station d'épuration de Fabreville. Cela ne pourra se faire qu'avec une réduction substantielle des débits d'infiltration.

Les objectifs de réduction des débits d'infiltration sont donc les suivants:

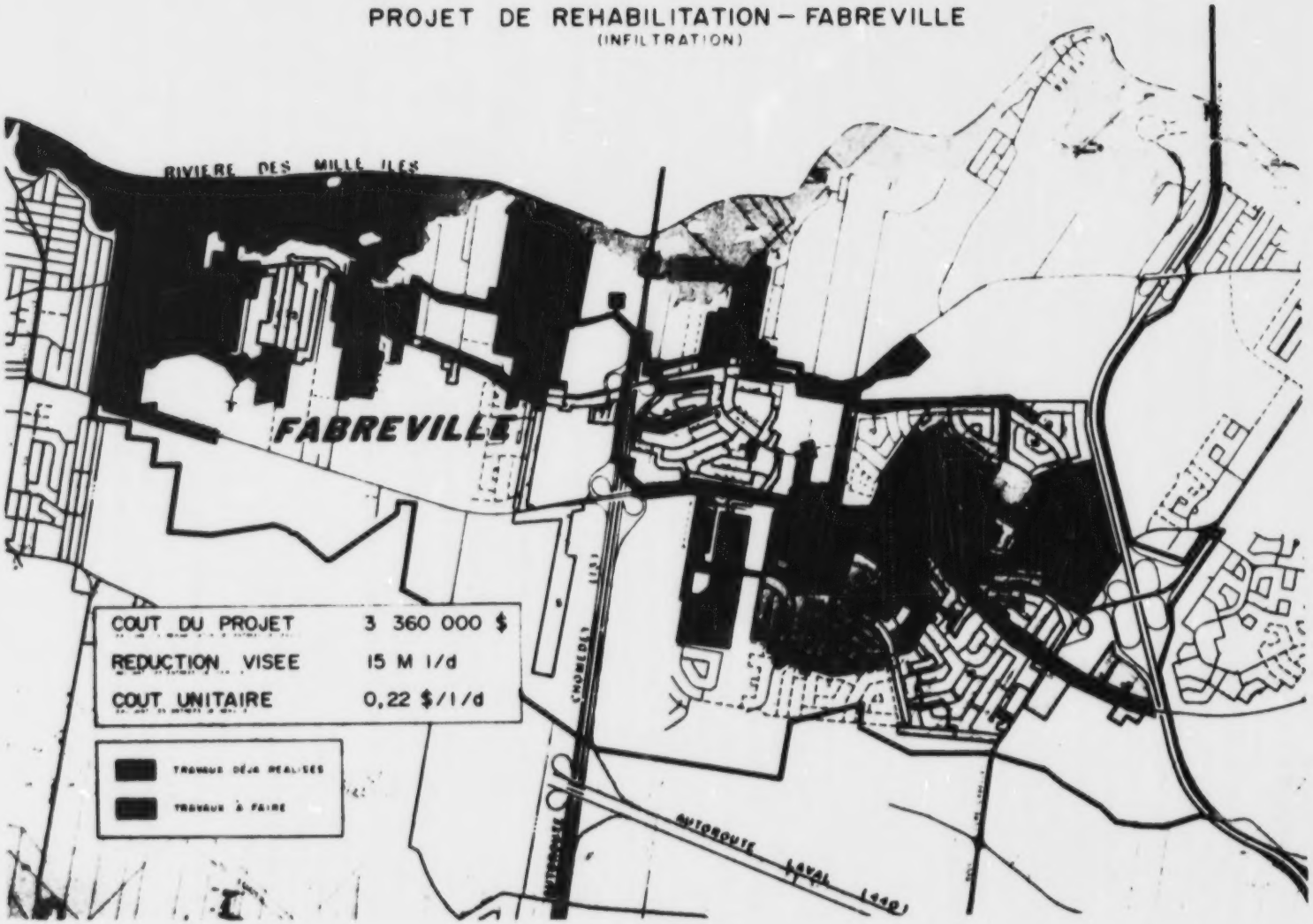

PROJET DE REHABILITATION – FABREVILLE
(INFILTRATION)
RIVIERE DES MILLE ILES
FABREVILLE
COUT DU PROJET 3 360 000 $
REDUCTION VISEE 15 M l/d
COUT UNITAIRE 0,22 $/1/d
TRAVAUX DÉJÀ RÉALISÉS
TRAVAUX À FAIRE
AUTOROUTE LAVAL (440)

FIGURE 2

2.1 Objectifs généraux de réhabilitation

- permettre de véhiculer les eaux usées provenant de Laval-Ouest vers l'usine d'épuration de Fabreville;
- minimiser l'agrandissement de l'usine d'épuration actuelle.

OBJECTIF DE RÉHABILITATION POUR LA PARTIE "OUEST"
Les débits d'infiltration devront passer de 46 000 m^3/d à 9 300 m^3/d en nappe haute.
OBJECTIF FIXÉ POUR LA PARTIE "EST"
Les débits d'infiltration devront passer de 16 500 m^3/d à 8 250 m^3/d en nappe haute.

2.2 Travaux entrepris

Afin de rencontrer les objectifs de réduction des débits d'infiltration, nous avons d'abord cerner les zones du réseau affectées par la nappe phréatique et nous avons retenu pour réhabilitation tous les regards, toutes les sections de conduites et toutes les entrées de service compris dans cette zone afin de minimiser les effets dûs à la migration de la nappe phréatique. C'est ainsi que l'on retrouve dans la partie "ouest" une zone plus étendue alors que dans la partie "est", la zone d'influence se limite généralement à la conduite la plus profonde, soit les intercepteurs.

En raison de l'âge du réseau (vingt-cinq (25) ans), du bon état physique du réseau et de la présence de garnitures de caoutchouc, la méthode du colmatage par injection fut retenue. Le diamètre des conduites varie de 305 mm à 900 mm.

Les travaux entrepris à ce jour se résument ainsi:

	Regards	Conduites	Raccordements d'entrées de service (1ers joints)
Partie "Ouest"	270 un.	18 325 m. lin.	950 un.
Partie "Est"	230 un.	13 700 m. lin.	600 un.
Total	500 un.	32 025 m. lin.	1 550 un.

2.3 Nombre de réparations effectués

Malgré le fait que des contrats étaient encore en marche lors de la rédaction du présent texte, on peut quand même faire ressortir les données qui suivent.

Précisons d'abord que tous les joints, les fissures circulaires, les trous de levage et les raccordements d'entrées de service qui présentaient de l'infiltration ou des signes d'infiltration lors de l'inspection télévisée ou du colmatage ont été injectés au gel acrylamide, et ce, sans essai d'étanchéité. Dans les autres cas, un essai d'étanchéité à l'eau était effectué sur chacun des éléments.

POUR LA PARTIE "OUEST"

. Conduites de béton armé (305 mm, 455 mm, 760 mm et 900 mm)

. Joints : sur un total de six mille deux cent soixante-dix-neuf (6 279) joints, mille deux cent trente-six (1 236) ont été injectés, soit 20% des joints;

- Fissures circulaires: sur un total de cent trente-et-une (131) fissures circulaires, soixante-dix (70) ont été injectées, soit 53% des fissures circulaires;
- Trous de levage : sur un total de vingt-cinq (25) trous de levage, sept (7) ont été injectés, soit 28% des trous de levage;
- Raccordements d'entrées de service: sur un total de six cent soixante-sept (667) raccordements, trois cent soixante-neuf (369) ont été injectés, soit 55% des raccordements d'entrées de service.

. Conduites de ciment-amiante (305 mm et 355 mm)

- Joints : sur un total de mille sept cent quarante (1 740) joints, quatre-vingt-un (81) ont été injectés, soit seulement 5% des joints;
- Fissures circulaires: sur un total de vingt-six (26) fissures circulaires, vingt-deux (22) ont été injectées, soit 86% des fissures circulaires;
- Raccordements d'entrées de service: sur un total de trois cent vingt-trois (323) raccordements d'entrées de service, soixante-quinze (75) ont été injectés, soit 23% des raccordements d'entrées de service.

POUR LA PARTIE "EST" (PARTIELLE)

. Conduites de béton armé (305 mm, 380 mm, 455 mm, 535 mm, 610 mm, 685 mm, 760 mm et 915 mm)

- Joints : sur un total de quatre mille deux cent quatre-vingt-un (4 281) joints, mille huit cent quatre-vingt-six (1 886) ont été injectés, soit 44% des joints;
- Fissures circulaires: sur un total de cent trente-quatre (134) fissures circulaires, quarante-sept (47) ont été injectées, soit 35% des fissures circulaires;
- Trous de levage : sur un total de deux mille deux cent un (2 201) trous de levage, six cent trente-et-un (631) ont été injectés, soit 29% des trous de levage;
- Raccordements d'entrées de service: sur un total de trois cent sept (307) raccordements d'entrées de service, deux cent trente-cinq (235) ont été injectés, soit 77% des raccordements d'entrées de service.

. Conduites de ciment-amiante (305 mm, 355 mm et 405 mm)

- Joints : sur un total de quatre cent quarante (440) joints, cinquante-neuf (59) ont été injectés, soit seulement 13% des joints;
- Fissures circulaires: sur un total de dix (10) fissures circulaires, huit (8) ont été injectées, soit 80% des fissures circulaires;

- Raccordements d'entrées de service: sur un total de cent vingt-et-un (121) raccordements d'entrées de service, cent huit (108) ont été injectés, soit 89% des raccordements d'entrées de service.

Ainsi, malgré des débits d'infiltration beaucoup plus élevés dans la partie "ouest" de Fabreville, on retrouve, pour les conduites de béton, un pourcentage beaucoup plus élevé de réparations de joints (44% vs 20%) et de raccordements d'entrées (77% vs 55%) dans la partie "est". En ce qui concerne les conduites de ciment-amiante, les joints sont généralement plus étanches que dans les conduites de béton alors que les raccordements d'entrées sont relativement étanches dans la partie "ouest" (23%) et très peu étanches (89%) dans la partie "est".

2.4 Coûts des travaux

Le coût de la réhabilitation des cinq cents (500) regards s'établit à trois cent quatorze mille dollars (314 000 $), soit 628 $/unité.

Le coût de la réhabilitation des conduites est évalué à deux millions trois cent mille dollars (2 300 000 $), soit 46 $/mètre linéaire.

2.5 Réhabilitation des entrées de service

Une fois les travaux de réhabilitation complétés sur les conduites principales, une inspection télévisée sera effectuée en période de nappe haute afin de pouvoir donner une acceptation définitive des travaux et de localiser les entrées de service avec des écoulements continus importants.

La méthode préconisée présentement par le Service du Génie de Ville de Laval nécessite, pour chacune des entrées retenues, la mise en place d'un puits d'observation, à la ligne de propriété. Ce puits permettra un accès facile à la conduite d'entrée de service autant pour son inspection télévisée que pour sa réhabilitation par colmatage au besoin. Le coût unitaire de ce type de réhabilitation est évalué à mille cinq cents dollars (1 500 $).

Ville de Laval est prête à examiner toute autre méthode de correction qui lui permettrait d'atteindre ses objectifs tout en réduisant les coûts.

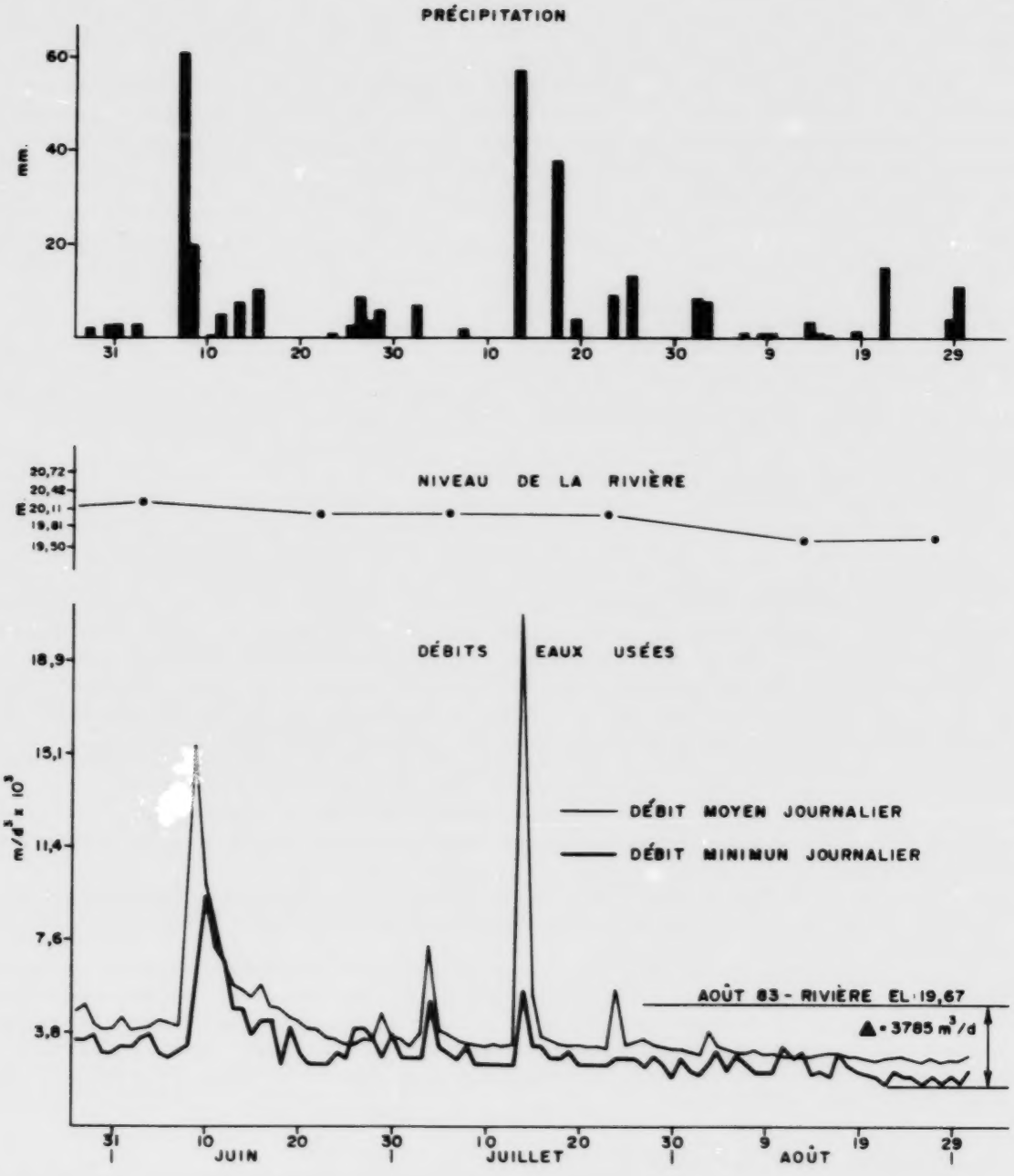
La réhabilitation de ces entrées défectueuses complètera la réhabilitation de tous les éléments du réseau présents dans la zone d'infiltration que nous avons définie.

Avec cette approche de réhabilitation par zone, des exemples américains nous indiquent une réduction des eaux parasites allant de 80 à 97%, ce qui est très significatif.

Il y a même une firme américaine qui, avec cette approche, fournie un cautionnement garantissant une réduction d'au moins 50% des eaux parasites. Les débits sont mesurés pendant une période d'au moins trente (30) jours avant et trente (30) jours après réhabilitation, et ce, avec le même appareil de mesures, afin de pouvoir comparer les résultats avec des conditions de pluie et de nappe phréatique semblables.

2.6 Résultats obtenus à ce jour à Fabreville (Graphiques 1 et 2)

Malgré le fait que les travaux de réhabilitation ne soient pas complétés, des résultats partiels sont disponibles dans la partie "ouest" de Fabreville.



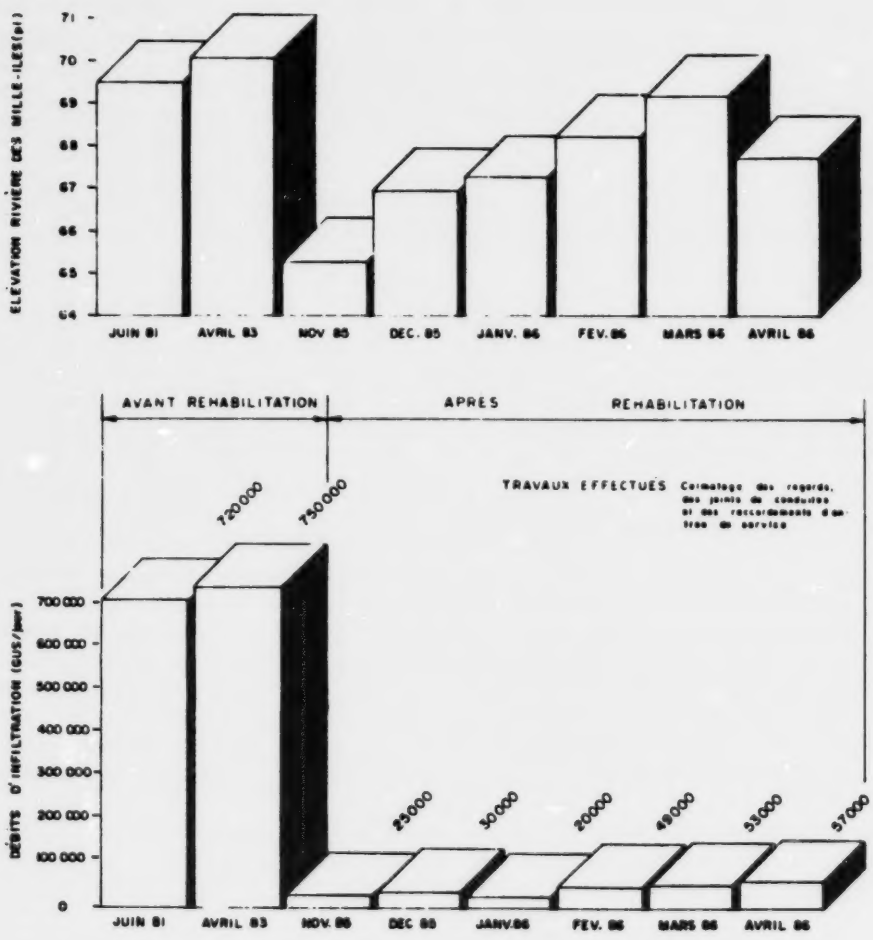
FABREVILLE OUEST (B-4-5-6)

GRAPHIQUE 1

RÉDUCTION DES DÉBITS D'INFILTRATION

SECTEUR FABREVILLE — TRONÇON R-82 à R-74

LONGUEUR : 2057 pi — NOMBRE DE REGARDS 8 — NOMBRE D'ENTRÉES DE SERVICE : 9



GRAPHIQUE 2

Ainsi, en nappe basse en août 1983 (élévation de rivière de 19,67 m), les débits d'infiltration étaient de l'ordre de 5 110 m^3/d à l'exutoire des bassins 4, 5 et 6. Pour les mêmes conditions de nappe en juillet 1987, les débits d'infiltration rencontrés étaient de l'ordre de 1 365 m^3/d, soit une réduction de l'ordre de 73% en nappe basse. La nappe haute du printemps 1988 nous permettra de pouvoir juger réellement de l'impact des travaux sur les débits d'infiltration à cette période.

Par ailleurs, la réhabilitation, en 1984, d'un tronçon de conduites situé en amont du bassin 6 nous a permis d'obtenir des résultats en nappe haute. Ainsi, les débits nets d'infiltration précédant les travaux de réhabilitation sur ce tronçon étaient de l'ordre de 2 800 m^3/d en nappe haute. Après réhabilitation, les débits d'infiltration, en nappe haute, ont chuté à environ 150 m^3/d, soit une réduction d'environ 94%.

Avec ces résultats préliminaires, il apparaît certain que les objectifs sévères fixés de réduction des débits d'infiltration pourront être rencontrés suite aux travaux de réhabilitation sur le réseau d'égouts de Fabreville.

3.0 Bassin Renaud

Le bassin Renaud (figure 3) est situé au centre de l'île de Laval.

Les caractéristiques de ce bassin sont les suivantes:

- superficie: 472 hectares
- développement: 80%
- type de développement: 50% résidentiel;
  50% commercial et industriel;
- type de réseau d'égout: majorité pseudo-séparatif;
  présence de petits sous-bassins unitaires;
- exutoire du bassin: poste de pompage Renaud;
- capacité du poste de pompage: totale: 970 litres/sec.;
  : 505 litres/sec. vers l'intercepteur Marigot;
  : 465 litres/sec. vers ruisseau Lapinière qui est en milieu urbain.

La situation actuelle veut que le réseau sanitaire devienne rapidement insuffisant en période de pluie en raison du trop grand nombre de superficies de captage qui y sont raccordées. La surcharge du réseau sanitaire est définitivement trop considérable pour permettre à ce réseau de couler simplement en charge sans surverse à l'égout pluvial et sans créer d'inondation ou de refoulement d'égout dans les résidences situées en point bas. On retrouve ainsi treize (13) trop-pleins dans le bassin permettant de soulager le réseau sanitaire.

L'étude du réseau du bassin Renaud a consisté principalement à faire des relevés précis de toutes les superficies de captage, à vérifier la capacité des conduites, à mesurer les débits d'infiltration et à effectuer de l'inspection télévisée.

Ainsi, près de 10% (46,3 hectares/472 hectares) des superficies imperméables sont raccordées au réseau d'égout. Afin d'éviter la contamination du ruisseau Lapinière, on a donc décidé d'éliminer le plus de sources de captage possible. De plus, les débits d'infiltration seront réduits afin de réserver la capacité des conduites aux débits en temps de pluie.

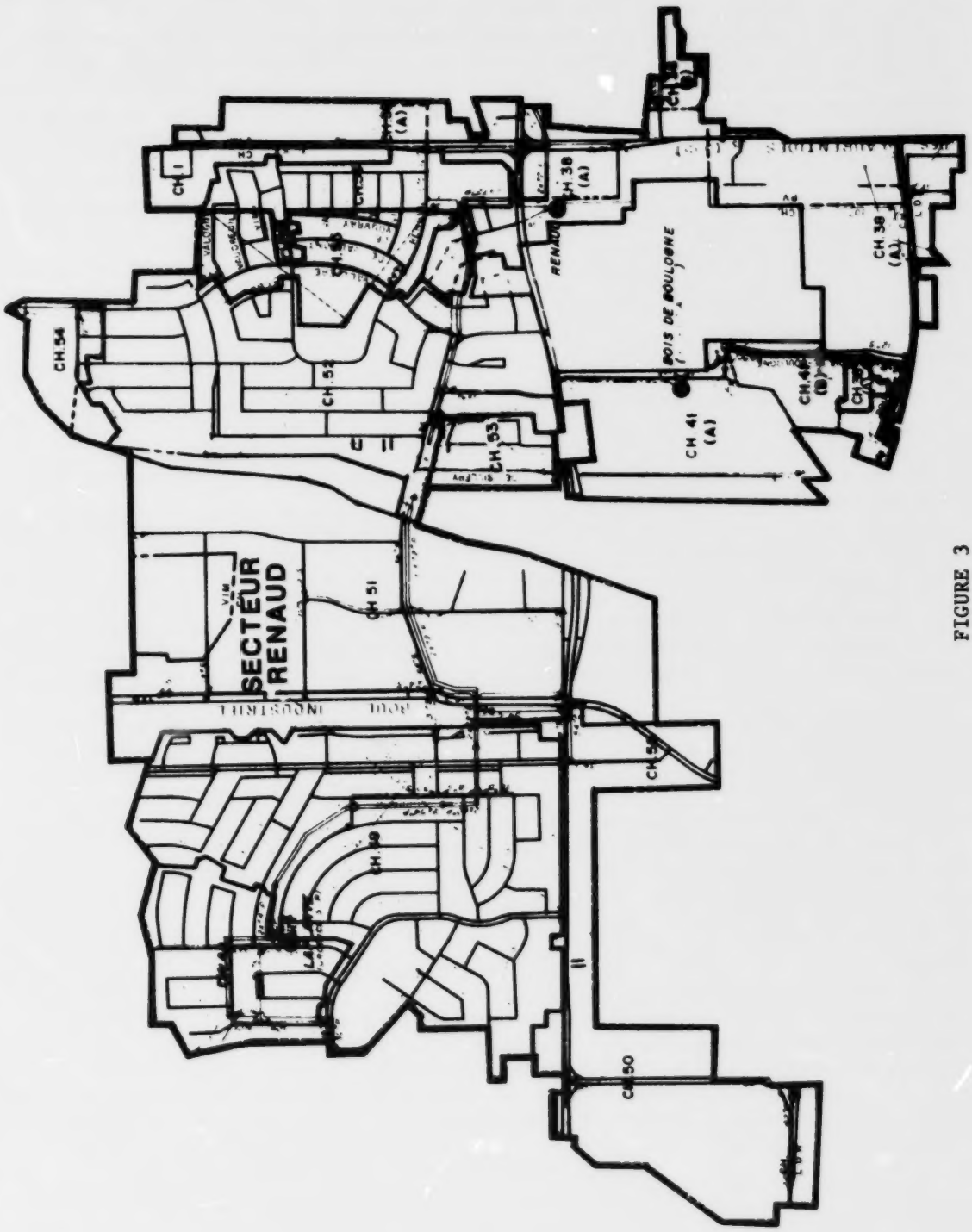

SECTEUR
RENAUD
BOIS DE BOULOGNE
CH 1
CH 38 (A)
CH 41 (A)
CH 51
CH 52
CH 53
CH 54
CH 50

FIGURE 3

Au cours des trois (3) prochaines années, 77% des superficies de captage seront éliminées du réseau sanitaire. En première étape, les travaux suivants relatifs au captage et à la contamination du réseau pluvial seront exécutés.

	NOMBRE	SUPERFICIE		COÛTS ($)
Débranchements de puisards de rue	60	19 800 m. ca.	(4%)	275 000 $
Décroisements de types de réseaux (pluvial vers sanitaire ou unitaire vers sanitaire):	5	102 000 m. ca.	(22%)	1 260 000 $
Réparations des tampons de regards en dépression:	12	800 m. ca.	(0,2%)	8 400 $
Colmatage de conduites d'égouts par injection:	6610 m			1 300 000 $
Entrées de services sanitaires à débrancher du réseau pluvial:	23			300 000 $

Une deuxième étape de travaux est prévue en 1988. Les travaux sont les suivants:

Débranchements de puisards de stationnement:	21	49 000 m. ca.	(11%)	350 000 $
Débranchements de grands toits plats:	18	31 000 m. ca.	(7%)	180 000 $
Décroisements de types de réseaux (unitaire vers sanitaire):	2	152 000 m. ca.	(33%)	2 350 000 $

Afin de réduire les débits d'infiltration à un niveau plus acceptable soit de l'ordre de 45%, une troisième phase de travaux devra être entreprise. Cette phase comportera la réhabilitation de regards, de conduites et d'entrées de service.

Le coût total des travaux de réhabilitation dans ce bassin est estimé à 7,5 millions de dollars.

Les bénéfices de ces travaux sont les suivants:

CAPTAGE

Superficies de captage débranchées	: 345 000 m. ca.
Réduction des superficies de captage:	77%
Coûts des travaux ($)	: 4,4 millions
$/m. ca.	: 12,75 $/m. ca.

INFILTRATION

Q inf. avant réhabilitation	
Nappe haute:	11,7 millions litres/jour
Q inf. prévu après réhabilitation	
Nappe haute:	6,4 millions litres/jour (45%)
Coûts des travaux ($):	2,6 millions
$/litre éliminé:	0,49 $/litre éliminé

Cette réhabilitation permettra de réduire au minimum les déversements au ruisseau Lapinière et permettra d'acheminer les eaux usées de ce bassin vers l'intercepteur Marigot.

CONCLUSION

La réhabilitation des réseaux d'égouts en vue d'une réduction des eaux parasites est une alternative souvent rentable dans l'élaboration d'un projet d'assainissement des eaux usées urbaines.

Ville de Laval continuera donc à réhabiliter son réseau d'égouts afin d'en arriver à assainir ses rejets aux cours d'eau.

COST EFFECTIVE SLUDGE DEWATERING, TRANSPORT, AND INCINERATION AT THE DUFFIN CREEK WATER POLLUTION CONTROL PLANT

A.F. Leitch, P.Eng., M.B.A.
Regional Municipality of Durham

ABSTRACT

The original design of the sludge dewatering, transport, and incineration complex at the Duffin Creek Plant had incorporated sludge dewatering on belt presses, sludge cake transport via screw conveyors and incineration of raw sludge. However, operating problems and high fuel costs lead plant staff to suggest that major modifications were required. The redesigned system now provides a cost effective solution to the problem of sludge disposal at this 180 ML/day secondary treatment plant. Incinerator fuel cost savings of over $800,000 per year will be achieved.

It is suggested that the sludge handling technology, now used with great success at Duffin Creek, may be applicable at other water pollution control plants.

INTRODUCTION

The Duffin Creek Water Pollution Control Plant serves a population in excess of 350,000 people in the Regions of York and Durham, which rapidly growing municipalities are located to the north and east of Metropolitan Toronto, Ontario, Canada.

The 180 ML/day plant is presently (1987) operating near capacity. Expansion to 360 ML/day is under design with construction scheduled for completion in 1990. Ultimately the plant will be expanded in four stages to a capacity of 720 ML/day.

The sewage treatment process at this plant is conventional activated sludge with phosphorus removal and effluent chlorination.

Raw sludge, consisting of a blend of 30 percent primary and 70 percent waste activated sludge, is pumped to digesters. The digested sludge is dewatered and the resulting sludge cake is incinerated in fluidized bed incinerators. Heat is recovered from the incinerator in a waste heat boiler which produces steam. This steam is used for heating purposes and in a steam turbine to power the combustion air blower for the incinerator.

The plant was designed by Proctor and Redfern Limited and is operated by Durham Region. Since start-up of the plant in 1980, the operating staff have worked in close co-operation with the consulting engineers. Without doubt, sludge handling presents the most difficult problems in the design and operation of any waste water treatment plant. It is the co-ordination of efforts between design engineers and plant operators that has resulted in the development of an effective sludge handling system at the Duffin Creek Plant.

COMPUTERIZED OPERATIONS AND MAINTENANCE

The sludge handling complex at Duffin Creek operates 24 hours a day and 7 days a week. This continuous process is an ideal application for a computer based supervisory and control system. Installed in 1985, the computer system constantly monitors the operation, records events, and alerts operating staff to alarm conditions. Staff can start and stop unit operations from the computer control console.

Proper maintenance of the sludge equipment at the Duffin Creek Plant is essential. Unscheduled equipment downtime is not only costly, but with the plant operating near capacity, a build-up of solids in the plant due to shutdown of the sludge handling system can be very disruptive to the sewage treatment process. A computerized preventive maintenance management system has recently been developed in order to reduce the problems associated with breakdown maintenance.

ODOR CONTROL/HEALTH AND SAFETY CONCERNS

Odor control must be a major concern in the design and operation of sludge handling facilities.

The original design concept for Duffin Creek was to process raw sludge. It was felt that this would save the cost of digesters, that raw sludge would be easier than digested sludge to dewater, and that raw sludge would contain more volatile material to aid the incineration process. However, with raw sludge one factor overwhelms all other considerations - raw sludge stinks.

Those who would propose the design of raw sludge systems must not be as aware of this fact as are plant operators.

At Duffin Creek there were various attempts at odor control:

- automatic deodorizers sprayed masking agents into the dewatering room.
- potassium permanganate was fed into the raw sludge before dewatering.
- a fume hood was constructed directly over one of the belt presses.

All attempts at odor control were in vain and the decision was finally made to switch to digested sludge.

In addition to odor problems, plant operators and their union representatives in various municipalities have become increasingly vocal in expressing their concerns about the health and safety aspects of handling sewage sludge. Sludge which has been stabilized by anaerobic digestion is much safer to handle. As well as reducing odor potential, digestion reduces the number of pathogenic organisms in the sludge. We also suggest that operator health concerns are aggravated by having to work with odorous sludges in unpleasant working conditions. For these reasons alone, we are convinced that only digested should be handled by the operating staff at Duffin Creek.

Having made the decision to switch to digested sludge, we arranged to use methane gas from the digesters to preheat air in the incinerator windbox. It is interesting to note that this

system provides more energy to the incineration process than was lost by having to burn digested rather than raw sludge.

SLUDGE DEWATERING PROBLEMS

In order to incinerate sludge without the addition of a great deal of expensive auxiliary fuel it is necessary that the sludge be dewatered to produce a relatively dry cake.

The original design concept at Duffin Creek incorporated six belt filter presses to mechanically dewater the sludge. However, these older style presses could only produce a cake of about 19 percent solids.

The supplier of the belt presses suggested that this equipment could produce a much drier cake if only the equipment was "properly operated". But the supplier could not demonstrate any operating procedures that would consistently produce a cake of the required solids concentration.

At this point consideration was being given to purchasing newer model belt presses. We then became aware of reports from the U.K. that plate presses were being successfully used to dewater polymer conditioned sludge.

In the past, plate presses have been used to dewater sludge conditioned with inorganic chemicals such as ferric chloride or lime. However, it is necessary to add a considerable volume of inorganic solids to the sludge. Thus these chemicals reduce sludge throughput and do nothing to aid the incineration process.

Fig. 1 - PLATE PRESS

A bench scale test was performed at Duffin Creek utilizing polymer conditioned sludge and a small plate press pilot unit. The results were so encouraging that design engineers and operating staff arranged a field visit to waste water treatment plants in England to confirm that this technology could indeed be applied with no operating difficulties.

The decision was then made not to purchase new improved belt presses but rather to install four membrane recessed plate filter presses (Edwards & Jones - see Figure 1) to dewater sludge conditioned with polymer.

Allied Colloids Limited of the U.K. developed a high molecular weight, cationic polymer (Percol-757) and an in-line polymer dosing system (Polymeter System) which have been used with the sludge feed pumps (Willet) and the plate presses at the Duffin Creek Plant. This system consistently produces a sludge cake of over 30 percent solids. This drier cake has had a dramatic effect in reducing our auxiliary fuel costs.

In addition, the completely enclosed operation of the plate presses, in contrast to the open design of the belt presses, results in improved odor control.

SLUDGE CAKE TRANSPORT PROBLEMS

Sludge cake transport from one location to another presents another difficult design and operation problem.

The original design of the Duffin Creek complex included enclosed screw conveyors to transport dewatered sludge from the dewatering building to the incineration building. These screw conveyors were adequate for transporting the "wet" 19 percent sludges but could not handle the drier 30 percent cake. Screw conveyor motors frequently tripped out on overload, bearings failed regularly, there were messy spillage problems and odor problems even with the enclosed design of the screw conveyor system.

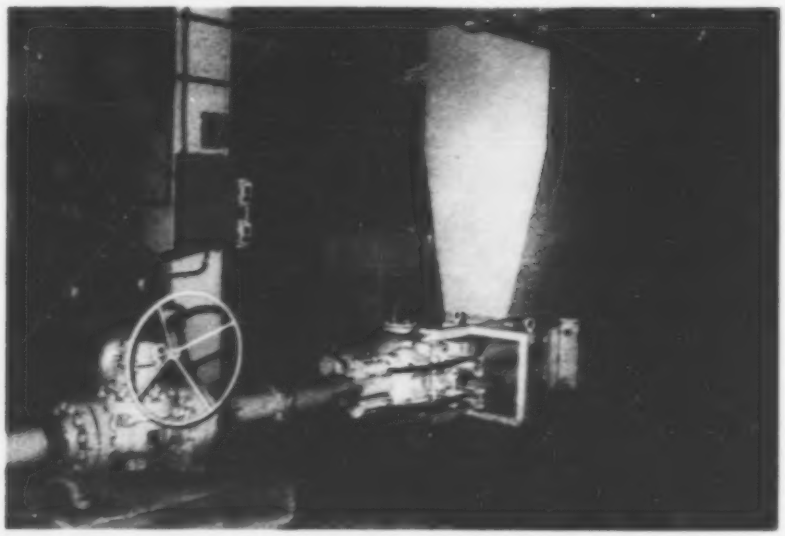


Fig. 2 - SLUDGE PISTON PUMP

The decision was recently made to replace the screw conveyors with a hydraulically driven twin cylinder reciprocating piston pump (Schwing - see Figure 2) and 130 meters of 200 mm piping. Similar pumps are used in the construction industry to

pump concrete. Piston pumps are an effective means of transporting sewage sludges. Nevertheless, design engineers should be cautioned that pumping 30 percent dewatered digested sludge is a difficult application for these pumps. It was our experience that oversizing the pump and piping was necessary in order to achieve acceptable operating pressures.

Again, the completely enclosed sludge pump and piping is advantageous for odor control.

INCINERATION FUEL COST SAVINGS

As indicated above, producing a sludge cake of over 30 percent solids has been a major factor in reducing our incineration costs.

Other modifications to the incineration system included downsizing the reactor to a more efficient size for the present sludge loading conditions, retro-fitting the heat exchanger tubes, and replacing the heat exchanger damper so that these units could operate at higher temperatures.

TABLE 1

DUFFIN CREEK W.P.C.P.
COMPARISON OF SLUDGE DEWATERING AND INCINERATION RESULTS
FOR THE SIX MONTH PERIOD
JANUARY TO JUNE

	1985	1986	1987
SEWAGE FLOW (ML/day)	152	150	172
DEWATERED SLUDGE CAKE (% solids)	24.70	26.28	32.24
INCINERATOR FUEL COST	$567,582	$357,472	$154,311

Table 1, which compares operating results for the same January to June period in 1985, 1986, and 1987, indicates the substantial operating cost savings that have been achieved during the past three years. Fuel cost savings alone are estimated to be $800,000 per year as a result of the redesigned sludge disposal system.

CONCLUDING REMARKS

Through the combined efforts of design engineers and operating staff the sludge dewatering, transport, and incineration complex at Duffin Creek has evolved into a cost effective system for sludge disposal. As important as the cost savings, this facility which was once a work assignment detested

by operating staff, has become a clean and acceptable working environment for plant operators. Neighbours living adjacent to the plant site have experienced no odor problems and raised no objection to the proposed plant expansion. The expanded plant will utilize the sludge handling system developed during the operation of the first phase of the Duffin Creek Plant.

THE AUTHOR

A.F. Leitch, P.Eng., M.B.A., is the Plant Operations Manager for Durham Region. He also teaches in the Business Management Program at Ryerson Polytechnical Institute.

NOUVEAU PROCÉDÉ D'ÉLIMINATION ET DE RÉCUPERATION DE MÉTAUX IONISÉS DES EFFLUENTS INDUSTRIELS

Michel Laurin
Institut de recherche d'Hydro-Québec
Varennes (Québec)

Résumé

L'objectif du projet THERMONIC est de développer et vérifier, à l'échelle industrielle, une nouvelle technique pour éliminer et récupérer les métaux en solution des eaux de procédés et obtenir l'approbation gouvernementale pour sa commercialisation.

Des essais intensifs dans l'industrie, ont permis de réduire la concentration du chrome à un niveau inférieur à 0.2 ppm.

L'élimination des métaux ionisés contenu dans les eaux usées industrielles représente un problème sérieux puisqu'il est maintenant illégal de déverser dans les égoûts les effluents industriels contenant plus de 5ppm, (5 mg/l) de chrome.

Le chrome par exemple peut être éliminé de diverses façons plus ou moins efficaces et toutes très onéreuses. Les techniques les plus connues sont: la précipitation, l'électrodéposition, les résines échangeuses d'ions, l'évaporation, etc.

La méthode usuellement utilisée (reconnue par les organismes environnementaux comme la plus efficace) consiste à réduire le chrome hexavalent à trivalent en milieu acide (pH = 2) par un agent chimique réducteur (SO_2, métabisulfite de sodium, sulfate ferreux, etc.). après réduction la solution est ensuite neutralisée à l'aide d'une solution alcaline (NaOH, CaO) jusqu'à un pH de 11.0. A ce stade le chrome précipite sous forme de gel. Viennent ensuite les étapes de floculation/clarification permettant la formation d'une boue métallique plus facile à filtrer et enfin de la filtration proprement dite de la solution.

Les limites évidentes de cette méthode éprouvée et reconnue sont le coût astronomique du traitement, la complexité de la procédure, la nécessité de compter sur une main-d'oeuvre spécialisée et permanente ainsi que sur la nature toxique et dangereuse des produits chimiques utilisés. Enfin, cette technique engendre des résidus (boue métallique) toxiques et souvent réactives qui en plus d'être coûteux à éliminer, constituent un danger majeur et permanent pour l'environnement.

Les autres méthodes mentionnées précédemment ont aussi des limitations sérieuses, telles que: coût excessif, inefficacité, formation de résidus toxiques, maintien d'une main-d'oeuvre spécialisée, etc.

A la lumière de ces faits il semble donc très complexe et très dispendieux d'éliminer le chrome des effluents industriels.

En bref, une nouvelle approche pour éliminer les métaux est requise. Le nouveau concept ou technique devrait si possible posséder les caractéristiques suivantes:

- simple à opérer
- requiert aucun produit
- bon marché à l'achat et à opérer
- ne produisant aucun résidu
- demandant aucun personnel spécialisé
- permet la récupération du chrome et de l'eau si possible
- évite les coûts associés à l'élimination des boues.

Le développement d'un tel procédé d'élimination du chrome et autres constituera un progrès majeur.

Nous croyons possible le développement d'un tel procédé incluant toutes les caractéristiques décrites précédemment. Cette possibilité repose sur des essais de laboratoire actuellement en cours et réalisés sur une nouvelle formule de composites inorganiques ayant une grande affinité pour les ions de chrome en solution.

Il est évident que notre nouveau procédé sera justifiable uniquement sur la base du coût très bas ainsi que sur sa simplicité et son efficacité, mais si à ces caractéristiques nous ajoutons la récupération du chrome et l'absence de résidus toxiques nous sommes convaincus de la viabilité commerciale du procédé.

Les avantages de simplicité, d'efficacité d'un procédé continu nécessitant aucun investissement dans des équipements sophistiqués ainsi qu'aucune main-d'oeuvre spécialisée permanente, mais qu'un contrat de service à budget raisonnable fera que les petites et moyennes entreprises pourront se permettre un tel système dimensionné à leurs besoins. En outre, les grandes entreprises qui possèderont notre système apprécieront la possibilité de récupérer et d'utiliser le chrome autrement perdu. En ayant ce critère en tête, nous avons développé un procédé d'interaction liquide/solide permettant par simple contact d'éliminer le chrome hexavalent ainsi que trivalent des effluents industriels.

Le procédé est un procédé continu en une seule étape ne requérant aucune réduction préalable du chrome.

La comparaison de notre procédé à ceux existant met en évidence la simplicité de cette nouvelle technique.

Méthode conventionnelle	Nouvelle méthode
1. Ajustement du pH avec H_2SO_4 (pH = 2.0)	1. Interaction liquide/solide
2. Réduction Cr^{+6} à Cr^{+3} avec agent réducteur	
3. Neutralisation par additions d'alcalin pH = 11	
4. Précipitation chrome	
5. Floculation/Clarification	
6. Filtration	

7. Elimination des boues

8. Transport des boues

Produits chimiques	Produits chimiques
H_2SO_4	Composites inorganiques (Brevet en instance)
SO_2 (ou $NaHSO_3$, $Na_2S_2O_5$)	
Alcalins	
Floculant	
Temps requis	**Temps requis**
Approx. 4 heures	Quelques minutes

Les essais en laboratoire du procédé sont actuellement complétés (efficacité, temps de contact, étude hydrostatique, design, etc.) et présentement nous sommes à évaluer le procédé à l'échelle industrielle.

Les tests de laboratoire ainsi que les essais en semi-pilots sur des échantillons d'eaux usées provenant de Filochrome, traitées selon notre procédé ont montré l'efficacité de la technique pour l'élimination du chrome à un niveau très bas, i.e. plus faible que 0.2 ppm.

Les résultats ont aussi montré l'efficacité de la technique utilisant la même quantité de catalyseur sur une longue période et ce sans être incommodé par la présence de d'autres métaux en solution (tel le sodium, le potassium, le calcium, etc).

Dans notre programme de démonstration industrielle nous nous proposons d'installer un réacteur et d'y inclure une quantité de catalyseur suffisante pour traiter tous les effluents de chrome pour une période d'un mois. Initialement les essais seront réalisés sur une fraction des effluents qui sera augmentée graduellement pour en arriver à traiter tout l'effluent de chrome produit quotidiennement.

Les objectifs du programme sont:

1. Démontrer l'efficacité du procédé d'élimination du chrome sur une longue période

2. Valider les paramètres opérationnels obtenus de petites unités réactionnelles

   a) Quantité de catalyseur nécessaire pour éliminer une quantité donnée de chrome;

b) Le temps de contact optimum pour éliminer le chrome d'une concentration initiale donnée à une concentration finale la plus basse possible;

c) Temps de vie du catalyseur, i.e. vitesse d'élimination du chrome en fonction du temps pour une même quantité de catalyseur.

3. Déterminer la validité du design ainsi que l'économie du procédé et les coûts associés au service offerts.

Au cours des derniers mois nous avons terminé les essais de laboratoires, ainsi que les études d'hydrodynamique.

L'ensemble de ces résultats se sont matérialisés dans la conception du design proprement dit ainsi que dans la fabrication d'un prototype. Ce réacteur a été testé sur plusieurs semaines et nous a permis de déterminer la valeur optimale du temps de résidence (temps de contact) pour une concentration en chrome à la sortie du réacteur inférieur à 0.2 mg/l.

De plus, l'efficacité du raéctif a été évalué durant cette même période pour des conditions limites de temps de résidence et pour des effluents à traiter contenant initialement 200 mg/l de chrome hexavalent. La relation utilisée pour mesurer le pourcentage d'efficacité se définit comme étant le rapport entre la quantité réelle de chrome hexavalent et la quantité théorique de chrome hexavalent pouvant être par une quantité déterminée de réactif utilisé. Les résultats obtenus sur le réacteur prototype montre une efficacité se situant entre 75 et 85%, dépendant principalement sur la pureté des réactifs utilisés initialement.

Présentement nous sommes à réaliser une série d'essais chez un industriel dont les effluents de rinçage de la ligne de plaquage au chrome hexavalent est de 15 litres/min et dont la concentration en chrome hexavalent est de 100 mg/litre. Le tableau 1 donne un aperçu du type de résultats obtenus durant cette campagne d'essais.

Le réacteur traitant les effluents de chrome est opérationnel depuis le début de mai. Parallèlement au traitement des effluents contenant du chrome nous sommes à développer tout le système d'automatisation du procédé par l'incorporation d'un micro-processeur. L'unité informatisée devra, en plus d'assurer un contrôle complet du système d'élimination des métaux lourds, être capable d'emmagasiner des données provenant de diverses sondes de mesure (tel que débit, pH, concentration des polluants, etc), ainsi que de les traiter selon un modèle mathématique préprogrammé, et enfin les transmettre par ligne téléphonique à un poste donné.

TABLEAU 1

ANALYSE EN CONTINU DE L'EFFLUENT DU RÉACTEUR THERMONIC COUPLÉ AUX EAUX DE RINÇAGE DU CHROME CHEZ MONT HARD

DEBIT = 12 LITRES/MINUTE

Heure de la prise de l'échantillon 87/05/13	Avant le réacteur concentration mg/l	Après le réacteur concentration mg/l
8:05	13.6	0,1
8:30	72	1,1
9:00	82	0,15
9:30	96	0,15
10:00	96	0,15
10:30	36	0,35
11:00	38	0,15
11:30	77	0,15
12:00	116	1,55
12:30	106	0,4
13:00	31	0,1
13:30	22	0,1
14:00	43	0,4
14:30	116	0,1
15:00	98	0,1
15:30	84	0,1
16:00	90	0,1
16:30	82	0,1
17:00	101	0,15
17:30	100	0,1
18:00	102	0,15

* Mauvaise agitation du catalyseur

Les étapes de cette phase de développement du procédé THERMONIC qui est actuellement en cours sont:

1 - Établissement des variables à contrôler et réalisation des interfaces requises.

2 - Développement du logiciel nécessaire au contrôle, à l'acquisition, au traitement et à la transmission des données.

3 - Essais en mode automatique.

Le développement devrait être réalisé au cours des prochains mois et donc les résultats seront disponibles pour application dans un avenir très proche.

Pour ce qui est de l'élimination des métaux des effluents chez Mont Hard, nous avons planifié, une fois le traitement du chrome réalisé, traiter successivement le cuivre, le nickel, le zinc et enfin le cyanure, afin d'en arriver à traiter tous les effluents contaminés de l'entreprise Mont Hard.

Les résultats obtenus chez Mont Hard relativement au traitement des métaux seront disponibles pour publication et divulgation et pourraient, à la rigueur, être inclus en annexe au rapport final qui sera produit à la fin du projet de démonstration chez Filochrome.

TRAITEMENT INDUSTRIEL ANAEROBIE DES SUBSTANCES COMPLEXES INCLUANT DES GLUCIDES, DES PROTEINES ET DES LIPIDES.

MM. Roeland H. Peters, Claude Hade
Agropur, coopérative agro-alimentaire

RESUME

Un complexe industriel laitier, incluant fromagerie, séchage du lait et séchage du lactosérum traitant en moyenne un million de litres par jour traite ses eaux usées depuis 1983 dans un procédé anaérobie. Un réacteur à film fixe et un réacteur à lit de boues opéraient jusqu'en 1986. Les charges dépassaient largement la capacité prévue: 6 000 kg DCO par jour au lieu de 4 000 kg DCO par jour. Depuis, des modifications ont été apportées au réacteur à lit de boues et le réacteur à film fixe a été transformé en lit de boues.

Actuellement les deux réacteurs, en alternance, traitent à 100% l'effluent de l'usine avec un rendement de 74% à 80% sur la DCO totale. Tout le biogaz produit est brûlé dans la chaudière de l'usine pour production de vapeur qui est utilisée dans l'usine laitière. Un tiers de la valeur en DCO du substrat vient des acides gras à longue chaîne et un tiers des protéines. Malgré que les acides gras à longue chaîne sont des inhibiteurs pour les méthanogènes, les protéines semblent encore plus limiter la capacité de traitement. Le facteur limitatif est l'hydrolyse des protéines.

Introduction

L'usine de traitement des eaux usées d'une grande fromagerie était construite en 1983. Deux systèmes de traitement étaient installés en parallèle, avec le même volume hydraulique de 400 m^3 chacun. L'un était un fermenteur anérobie à film fixe, l'autre un fermenteur anaérobie à lit de boues. Les détails de construction et leurs mises en marche sont décrits en (1) et (2).

Les deux fermenteurs, l'un à film fixe basé sur des supports de terra cotta et l'autre à lit de boues étaient surchargés en terme de charge hydraulique et charge organique. Le design était basé sur des chiffres historiques de 4 000 kg DCO par jour et 1 500 m^3 par jour. Entre-temps, les charges étaient augmentées à 6 000 kg DCO par jour et 2 200 m^3 par jour. En conséquence, le temps de rétention hydraulique était réduit de douze heures à huit heures. Huit heures pourraient bien être suffisantes s'il y avait seulement des glucides à traiter. Malheureusement, des surcharges en forme de lait ou lait écrémé donnaient des charges jusqu'à 16 000 kg DCO par jour dont un tiers en protéines et un tiers en gras de lait. Evidemment, on avait des problèmes.

La solution aux problèmes. Les charges chocs devaient être contrôlées. Un programme de mesure dans l'usine était commencé pour identifier les pertes de produit ou sous-produit dans l'égoût pour dévier le déversement des eaux propres à l'égoût pluvial. Les résultats indiquent le succès: environ 1 000 m^3 par jour et 3 500 kg DCO par jour pour les eaux usées.

La deuxième approche était d'apporter des modifications aux fermenteurs. Le film fixe résistait mieux au chocs que le lit de boues, mais sa performance

se détériorait graduellement. Il fut finalement décidé d'enlever le garnissage de ce fermenteur, ce qui révélait une grande accumulation de masse bactérienne gélatineuse constituée principalement de Clostridia. La conversion en fermenteur à lit de boues augmentait sa capacité volumétrique de 36% soit 560 m^3. En plus le fermenteur à lit de boues existant était modifié pour faciliter le nettoyage des tuyaux d'affluent et le contrôle du procédé.

Résulats. Depuis janvier 1987, tout l'effluent de l'usine est traité à 100% par le système anaérobie et par la suite par les étangs aérés. Le rendement du petit fermenteur à lit de boues (410 m^3) était en moyenne de (janvier à juillet 1987) 77% et de 80,6% pour le grand (560 m^3) en terme de conversion de DCO totale. Pour la DCO soluble, les rendements étaient de 83,6% et 85,5%.

L'effluent des étangs contenait en moyenne 74 mg/litre SST, 166 mg/litre DCOT, 115 mg/litre DCOF. Quelques vérifications pour la DBO_5 totale donnaient 27 et 35 mg/litre et 13 et 24 mg/litre de DBO_5 pour l'échantillon centrifugé en juillet 1987 et septembre 1987. A cause du contenu élevé en phosphore, 70 mg/litre dans l'affluent, il y a une flore abondante d'algues dans les étangs. L'élimination de l'acide phosphorique et des phosphates dans les produits de nettoyage va certainement diminuer la quantité d'aglues dans les étangs et augmenter la qualité de l'effluent final.

L'effluent final contient actuellement environ 25 mg/litre de phosphore. La réduction de la charge organique déversée dans la rivière depuis le début du programme de traitement est de 99,1% en terme de DBO_5: déversement initial 3 562 kg DBO_5 par jour et déversement actuel de 32 kg DBO_5 par jour.

Production de gaz. Tout le gaz produit est capté et brûlé dans la chaudière principale de l'usine sans aucun prétraitement ou stockage (chaudière Babcock & Wilcox 80 000 lb/heure de capacité). La vapeur était produite avec de l'huile #6 à 2% de souffre à partir d'un brûleur séparé. Actuellement, le combustible principal est le gaz naturel. Le biogaz contient environ 0,5% de H_2S et l'affluent 30 mg/litre. Le volume de biogaz est de 500 m^3 par jour.

En mai la moyenne était de 615 m^3 par jour. La concentration en méthane est d'environ 75%. Le volume de biogaz par kg de DCOT enlevé par jour est d'environ 0.30 m^3/kg DCOT par jour.

Capacité de traitement. Depuis la mise en marche des deux fermenteurs, les charges organiques sont en moyenne assez faibles (tableau 4). Seulement un fermenteur pourrait probablement prendre toute la charge. En pratique, pour diminuer le risque de perdre des boues suite à une surcharge prolongée, les deux fermenteurs sont alimentés en parallele. Un fermenteur seulement prend tout le débit. Pour alterner à l'autre fermenteur, les deux fermenteurs sont alimentés en parallèle durant une heure. A un jour typique, chaque fermenteur est seulement chargé à 2.8 kg/m^3 par jour. Un jour où la charge était de 8.4 kg/m^3 avec une concentration élevée en protéines de 1 061 mg/litre, le rendement en DCOT a tombé seulement de 87 à 77%, mais le rendement en DCOS restait pratiquement constant; il montait de 91 à 92%.

TABLEAU 1 - DONNÉES TYPIQUES DE L'AFFLUENT

1987 MAI	DEBIT m^3/jr	DCOT mg/litre	GRAS mg/litre	NTK mg/litre	PROTEINES mg/litre	NH3 mg/litre	pH -
Jr type	858	4 400	343	93	584	0	12.1
Jr bas	955	2 750	216	67	420	0	11.8
Jr haut	780	8 600	249	225	1 413	2	11.7
Lendemain	799	5 420	235	169	1 061	1	11.4
Jr gras	694	2 800	470	53	333	0	12.0
Lendemain	1 032	3 350	236	88	552	0	12.1

TABLEAU 2 - ALIMENTATION D'UN FERMENTEUR

1987 MAI	DEBIT m^3/jr	DCOT mg/litre	DCOS mg/litre	SST mg/litre	SSV mg/litre	NH3 mg/litre	pH -	T ^oC
Jr type	446	3 525	1 713	1 000	960	30	6.2	33.2
Jr bas	516	2 850	1 375	855	785	25	6.2	32.6
Jr haut	331	5 650	3 475	1 630	1 580	56	6.2	34.4
Lendemain	755	6 300	4 600	1 650	1 560	67	6.2	34.4
Jr gras	357	3 175	1 338	1 040	1 010	43	6.2	35.2
Lendemain	544	3 075	1 225	990	895	37	6.2	35.0

TABLEAU 3 - CONVERSION D'UN FERMENTEUR, EFFLUENT

1987 MAI	BIOGAZ m^3/jr	DCOT mg/litre	DCOS mg/litre	SST mg/litre	SSV mg/litre	ACET. mg/litre	NTK	NH3
Jr type	431	605	165	234	210	35	124	104
Jr bas	336	630	145	330	294	17	103	78
Jr haut	570	750	310	316	290	45	149	129
Lendemain	934	1 475	381	733	605	53	215	148
Jr gras	280	660	225	282	260	44	154	121
Lendemain	379	650	248	290	240	49	143	112

TABLEAU 4 - CONVERSION D'UN FERMENTEUR, RENDEMENTS

1987 MAI	CHARGE DCOT kg/jr	CHARGE DCOS kg/jr	CHARGE SST kg/jr	RENDEMENT DCOT %	RENDEMENT DCOS %	CHARGE $kg/m^3/jr$	CHARGE kg/kg SSV/jr
Jr type	1 570	763	454	83	90	2.8	0.20
Jr bas	1 468	708	440	78	89	2.6	0.19
Jr haut	1 871	1 151	540	87	91	3.3	0.23
Lendemain	4 756	3 473	1 246	77	92	8.4	0.61
Jr gras	1 135	478	372	79	83	2.0	0.14
Lendemain	1 672	666	538	79	80	3.0	0.21

En plus parce que les fermenteurs sont si faiblement chargés, l'activité des boues est assez faible. Durant cette période l'activité (mesurée avec acide acétique) était seulement 6.62 ml CH_4 par gramme VSS par heure ou 0.50 kg DCO par kg VSS par jour. Avant les modifications apportées au réacteur à lit de boues, l'activité des boues était de 0.84 kg DCO par jour. En mai, les boues étaient seulement chargées à 0.22 kg DCO/kg VSS/jour, tandis que pour le jour élevé, ce chiffre était de 0.61 kg DCO/kg VSS par jour. Avec le temps, l'activité des boues doit à nouveau augmenter. Les boues originales étaient cultivées sur des glucides principalement. Il n'y avait donc pas de souches bien développées pour dégrader les acides gras de longue chaîne ou des protéines du lait. Avec des boues ayant une activité de 0.8 kg DCO/kg VSS par jour, le fermenteur pourrait être chargé en moyenne à 0.4 kg DCO/kg VSS par jour, donc au double de la charge actuelle ou à 3 000 kg DCO par jour. Aussi la quantité de boues était de 12 600 kg SST ou 7 800 kg VSS. Le lit de boues avait une profondeur de 2.0 m. Le lit pourrait augmenter à 3.0 m. Le dessous des dômes se trouve à 3.8 m. A 3.0 m, la quantité de boues sera d'environ 11 700 kg. Avec cette quantité de boues, on pourrait charger le fermenteur en moyenne avec 4 700 kg DCO par jour. Il est connu (3) que les acides gras de longue chaîne: C16, C18, C20 et C22 sont des inhibiteurs des méthanogènes. Malgré tout cela, nous avons réussi à traiter tout l'effluent de la fromagerie sans préenlèvement du gras. Les concentrations du gras sont en moyenne d'environ 300 mg/litre et montent jusqu'à 500 mg/litre occasionnellement.

Le rendement en DCOT était un peu bas à 79% et également en DCOS à 83%. Les acides acétiques étaient aussi plus élevées à 44 mg/litre. Encore le lendemain, cela montait à 49 et après à 60. Le niveau normal est de 35 mg/litre.

Nous avons démontré (4) que les protéines du lait sont au moins aussi difficiles à dégrader que les acides gras de longue chaîne. Un jour ou le fermenteur était hautement chargé en protéines (tableau 1 jr haut), le lendemain, la concentration des protéines était encore très élevée 1 061 mg/litre (tableau 1, jr haut, lendemain), mais aussi la charge totale était très élevée 4 756 kg DCOT, parce que le volume total des eaux usées était pompé dans ce seul fermenteur (tableau 2, jr haut, lendemain). A ce jour, on peut observer que les protéines étaient mal dégradées: à 69% seulement (tableau 3, jr haut, lendemain). Le niveau des acides volatils à la sortir du fermenteur montait quand même seulement d'un niveau moyen

de 35 à 53 mg/litre.

Les solides en suspension à la sortie du fermenteur montaient d'une façon prononcée à 733 mg/litre. Avec la surcharge en gras, les solides en suspension montaient à 290 mg/litre, ce qui est une valeur normale.

Économie. L'usine a été construite en 1983 pour 1,6 millions de dollars canadiens. Les modifications en 1986 ont coûté 400 000 $. Le coût total du complexe était donc de 2,0 millions de dollars canadiens incluant la station de pompage, les étangs aérés, le brûleur et les contrôles à la chaudière. Les frais des consultants, la firme Euroconsult division des compagnies Heidemij et Grontmij des Pays-Bas, pour le design original et les modifications sont incluses également.

Pour 4 000 kg DCO par jour l'investissement est de seulement 500 $ par 1 000 kg DCO par jour ou 61,73 $ pour l'équivalent de 1 000 personnes (basé sur 2 500 kg DBO_5 par jour). Le coût d'opération est aussi plus bas que pour une usine aérobie. La puissance électrique installée est de 75 kW pour l'aération et de 23 kW pour l'usine même, pompes et agitateurs pour un total de 98 kW. Tous ces moteurs fonctionnent en continue sauf les pompes d'alimentation. Le biogaz produit en mai était de 615 m^3 par jour. Pour 31 jours, cela donne 19 065 m^3 par mois, corrigé pour température, humidité et pression: 18 262 m^3 avec une concentration de méthane de 78,5%. L'équivalent en énergie est de 507 MBTU ou 148 500 KWh. La consommation par jour est de 4 792 kWh, ou une puissance moyenne de 200 kW. Il y a donc un bilan positif de 100 kW. En terme monétaire, si on figure 0.18 $ canadien par m^3 pour le gaz naturel, la valeur du gaz est de 31 000 $ par an. Si une usine à boues activées était construite, la puissance électrique devrait être d'au moins 150 kW plus élevée. Ce coût additionnel serait de 46 000 $ par an à un prix de 0.035 $/kWh. Le bilan positif du coût d'énergie est donc de 77 000 $ par an. Aussi avec une usine à boues activées, on devrait ajouter le coût de disposition des boues. Avec une production de 0,7 kg de boues par kg de DBO_5, la production par an serait de 560 tonnes. A un coût de 20 $/tonne, il y a un autre 11 000 $/an à dépenser sans compter les coûts des produits chimiques pour contrôler les caractéristiques des boues.

La supervision de l'usine consiste à un quart seulement de deux employés qui font aussi les dosages d'eau usées des autres usines d'Agropur.

Les coûts variables incluant main-d'oeuvre et supervision sont de 163 000 $/an ou un coût de 111 $ par 1 000 kg/DCO. Le coût total incluant le coût du capital à 200 000 $ par an est de 250 $ par 1 000 kg de DCO, le tout basé sur 4 000 kg DCO par jour, 365 jours par an.

Conclusion

Le traitement d'un effluent complexe chargé des glucides, protéines et lipides d'origine animale peut être effectué très économiquement et efficacement un procédé anaérobie à lit de boues.

RÉFÉRENCES

(1) Samson, R., Van den Berg, L., Hade, C., Peters, R. Anaerobic digestion of cheese factory effluent using industrial scale fixed film and upflow sludge blanket reactors. Fifth Canadian Bioenergy, R & D Seminar, Elseview 1984.

(2) Samson, R., Peters, R., Hade, C., Van der Berg, B. Dairy waste treatment using industrial scale fixed film and upflow sludge bed anaerobic digesters: DESIGN AND START-UP EXPERIENCE. 39th Purdue Industrial Waste Conference, Lafayette, Indianna, May 1984.

(3) Hanaki, K., Matsuo, T. and Nagase, M. Mechanism of inhibition caused by long chain fatty acids in anaerobic digestion process. Biotechnol. Bioeng. 23, 1591, 1981.

(4) Peters, R., Hade, C. Full scale anaerobic digestion of an animal fat containing substrate in sludge blanket reactor and fixed film reactor. Global Bioconversion Vol. IV. Donald L. Wise (Ed.).

IMPORTANCE DE L'HYDRODYNAMIQUE DANS LA CONFIGURATION DES DIGESTEURS ANAEROBIES

Réjean Samson
Conseil National de Recherche Canada
Institut de Recherche en Biotechnologie
6100 Royalmount, Montréal, QC, CANADA H4P 2R2

RÉSUMÉ

La technologie récente de traitement des effluents liquides par digestion anaérobie est basée sur l'utilisation de digesteurs qui permettent l'accumulation d'une grande quantité de microorganismes très actifs dans un volume réduit. Ces digesteurs de type film bactérien fixé à boues granulaires ou hybrides sont extrêmement performants et permettent d'atteindre des taux de conversion de la DCO totale entre 70 et 85% pour des charges organiques aussi élevées que 30 kg de DCO/ m^3 de digesteur par jour avec des temps de rétention hydraulique aussi courts que 8 heures. Toutefois, ces digesteurs n'utilisent aucune agitation mécanique, ce qui peut amener de sérieux problèmes de mélange et conséquemment des pertes de performance lors de la mise à l'échelle.

Ce travail est une synthèse des études réalisées par le Conseil National de Recherche du Canada traitant de l'importance d'un bon mélange sur les performances des digesteurs anaérobies. Les résultats indiquent que les digesteurs avec film bactérien fixé sont très sensibles aux problèmes de volumes stagnants et de chemins préférentiels. La production de biogaz n'a pas été suffisante pour assurer un parfait mélange. De plus, le temps nécessaire au démarrage est réduit par une augmentation du degré de mélange. Ce type de digesteur tire grand avantage d'une mise à l'échelle verticale plutôt qu'horizontale. Le digesteur de type boues granulaires hybrides est beaucoup plus stable et après 8 mois d'opération, seulement 10% de volumes stagnants a été observé avec un digesteur de laboratoire. Dans ce cas le biogaz produit est responsable des performances hydrauliques du digesteur. Des résultats provenant de systèmes de taille industrielle sont aussi présentés et montrent l'importance de la distribution de l'alimentation dans la conception d'un digesteur anaérobie.

INTRODUCTION

La digestion anérobie est devenue l'une des technologies les plus utilisées lorsque des eaux usées contenant des concentrations moyennes (entre 2 et 10 g/l) de matières organiques solubles doivent être traitées. Ce type d'effluent se retrouve notamment dans les industries agro-alimentaires et des pâtes et papiers. La digestion anaérobie offre plusieurs avantages comparativement aux traitements aérobies. Par exemple, ce procédé permet une très forte réduction de la demande chimique en oxygène (DCO) (jusqu'à 95%) dans un temps relativement court (jusqu'à 8 heures) tout en évitant

l'accumulation excessive de biomasse dans le digesteur. De plus, la matière organique est convertie dans une grande proportion en biogaz combustible pouvant être constitué jusqu'à 80% de CH_4. Plusieurs types de digesteurs sont utilisés industriellement, notamment le digesteur à film-fixe et à écoulement vers le bas (downflow stationary fixed film reactor, DSFF) ou vers le haut, le digesteur à boues granulaires (upflow anaerobic sludge bed, UASB) et le digesteur hybride (upflow bed filter, UBF) qui réunit à la fois les caractéristiques du film fixe et de la biomasse granulaire (fig.1). Tous ces digesteurs ont en commun la capacité de retenir une grande quantité de biomasse dans un volume restreint. Par exemple, le digesteur DSFF utilise la propriété qu'ont les microorganismes de s'attacher sur des supports rugueux.

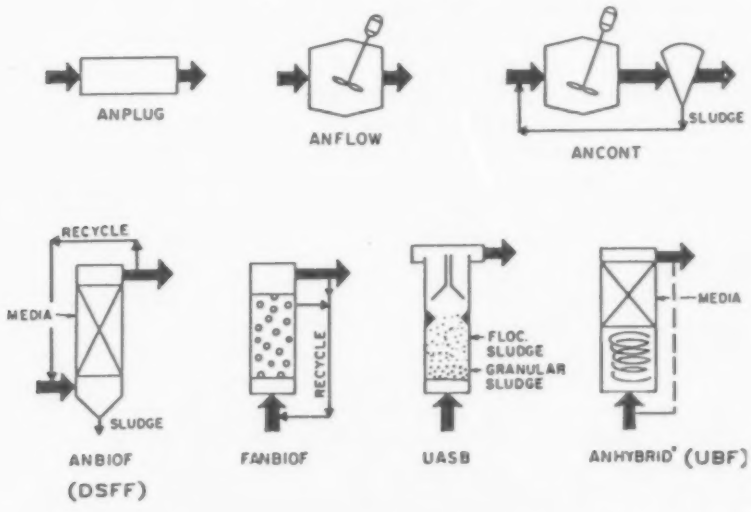


Figure 1: CONFIGURATION DES DIGESTEURS UTILISÉS POUR LE TRAITEMENT ANAÉROBIES DES EAUX USÉES

Différents supports ont été utilisés avec succès, citons la céramique, le plastique extrudé et le polyester perforé. Dans les digesteurs UASB et UBF la rétention de la biomasse est basée sur la capacité qu'ont les bactéries méthanogènes de former des granules. Ces granules constituées en grande partie de bactéries méthanogènes sédimentent naturellement dans la partie inférieure du digesteur.

Du point de vue opérationnel, tous ces digesteurs partagent la même caractéristique, c'est-à-dire que leur mélange est effectué naturellement et sans aide mécanique. Ainsi, seule la turbulence causée par la pompe d'alimentation et la production de biogaz par les microorganismes assure l'uniformité des concentrations des réactifs et des produits dans le digesteur. Cette caractéristique implique que la seule façon d'assurer une meilleure uniformité du mélange substrat-microorganisme est la construction de digesteur dans lequel une attention particulière est porté aux performances hydrauliques.

Les problèmes de mélange associés au design des digesteurs anaérobies,

n'ont pas été beaucoup documentés au cours des dernières années et beaucoup de problèmes ont été rencontrés lors de l'utilisation à long terme de digesteurs de taille industrielle (Montieth et Stephenson, 1981). Ces problèmes sont relatifs à l'apparition de chemin préférentiel et de volume stagnant à l'intérieur du digesteur. Ces deux phénomènes réduisent considérablement les performances des digesteurs anaérobies en augmentant artificiellement le taux de chargement d'où découle l'inhibition des bactéries productrices de méthane. Montieth et Stephenson (1981) ont montré que certains digesteurs anaérobies pouvait avoir jusqu'à 75% de leur volume non-utilisé par les microorganismes. De plus, dans certains digesteurs, des chemins préférentiels représentant jusqu'à 70% du débit d'alimentation ont déjà été observés.

Les études de mélange utilisant des traceurs sont très utiles pour caractériser le design d'un digesteur anaérobie. Ces études permettent de déterminer le temps de rétention effectif des digesteurs, ainsi que le type d'écoulement. Les données obtenues par cette technique permettent de quantifier les espaces stagnants et les chemins préférentiels. Cet outil est aussi utilisé pour améliorer la configuration des digesteurs en vue d'éviter l'appartition de ces anomalies. De plus, la réalisation sur une base régulière de ces tests permet de prédire les performances des digesteurs. Ce travail présente une série de résultats qui montrent les différents problèmes de mélange associés aux différents designs des digesteurs anaérobies ainsi que l'influence d'un mauvais mélange sur le démarrage et l'opération à long terme des digesteurs à film fixe et à boue granulaire.

ASPECT THÉORIQUE:

Dans les systèmes biologiques, deux types de modèles sont généralement utilisés pour décrire les caractéristiques hydrodynamiques des digesteurs. Soit, les modèles décrivant les digesteurs parfaitement mélangés, ou à l'opposé, les digesteurs à écoulement piston (Levenspiel, 1972; Grady et Lim, 1980). Cependant, dans les systèmes réels on obtient rarement l'un ou l'autre de ces écoulements, on obtient plutôt un comportement intermédiaire. L'analyse des performances hydrauliques d'un digesteur est réalisé à partir de l'analyse de la courbe de distribution des concentrations d'un traceur ajouté à l'affluent d'un digesteur. L'addition du traceur se fait généralememt sous la forme d'une injection spontanée dans la ligne d'alimentation du digesteur ou par une addition continuelle de celui-ci au substrat. L'injection est généralement préféré car le signal produit permet une analyse beaucoup plus rigoureuse des caractéristiques du mélange. La nature du traceur utilisé a peu d'importance, toutefois, celui-ci devra être le plus inerte possible et non-absorbé ou métabolisé par les microorganismes. De plus, on devra s'assurer que le traceur se trouve à la même température que le liquide dans le digesteur, afin de minimiser des différences de densité. Le lithium, le sodium ou d'autres métaux en solution peuvent être utilisés à cette fin. Le tritium ou H_3O est aussi un excellent choix car il ne change pas la densité du milieu et peut facilement être mesuré en très faible concentration par un compteur à scintillation.

Selon le type de réponse obtenu à la suite d'une addition de traceur, plusieurs modèles mathématiques sont utilisés pour analyser les caractéristiques du mélange.

Si l'écoulement s'avère du type écoulement piston, on quantifie généralement la déviation par rapport à un écoulement piston parfait en utilisant le nombre de dispersion (Du/L). Si d'autre part on observe un écoulement de type parfaitement mélangé avec des anomalies reliées à la présence de chemin préférentiel ou d'espace stagnant, on utilisera un modèle multiparamétrique.

Quand le modèle de dispersion est utilisé, le nombre de dispersion est calculé utilisant l'équation suivante:

$$\sigma_\theta^2 = 2\,D/\mu L - 2(d/\mu L)^2\,(1-e^{-\mu L/D}) \qquad (1)$$

dans laquelle,

$$\sigma_\theta^2 = \sigma^2/\bar{t}^2 \qquad (2)$$

et

$$\sigma^2 = \frac{\Sigma t_i^2 C_i}{\Sigma C_i} - \bar{t}^2 \qquad (3)$$

$$\bar{t}^2 = \left(\frac{\Sigma t_i C_i}{\Sigma C_i}\right)^2 \qquad (4)$$

ou, D/uL = Nombre de dispersion
σ^2 = Variance
$\bar{t}$ = temps de résidence moyen, h
t = temps, h
C_i = concentration du traceur dans l'effluent au temps t_1

Dans cette équation, le nombre de dispersion (D/uL) est une mesure de la déviation du comportement parfaitement mélangé. Ainsi, si D/uL = 0, nous aurons un écoulement de type piston, et si D/uL = nous aurons un écoulement de type parfaitement mélangé. Habituellement les valeurs se situe entre ces deux extrêmes et peuvent servir à quantifier la déviation par rapport à un écoulement parfait (Figure 2A). De manière pratique, il a été observé qu'une valeur de D/uL=0.02 indique peu de dispersion par rapport à l'écoulement piston, que D/uL=0.025 indique un degré de dispersion intermédiaire et que si D/uL=0.20 nous avons un comportement mitoyen entre l'écoulement piston et l'écoulement parfaitement mélangé.

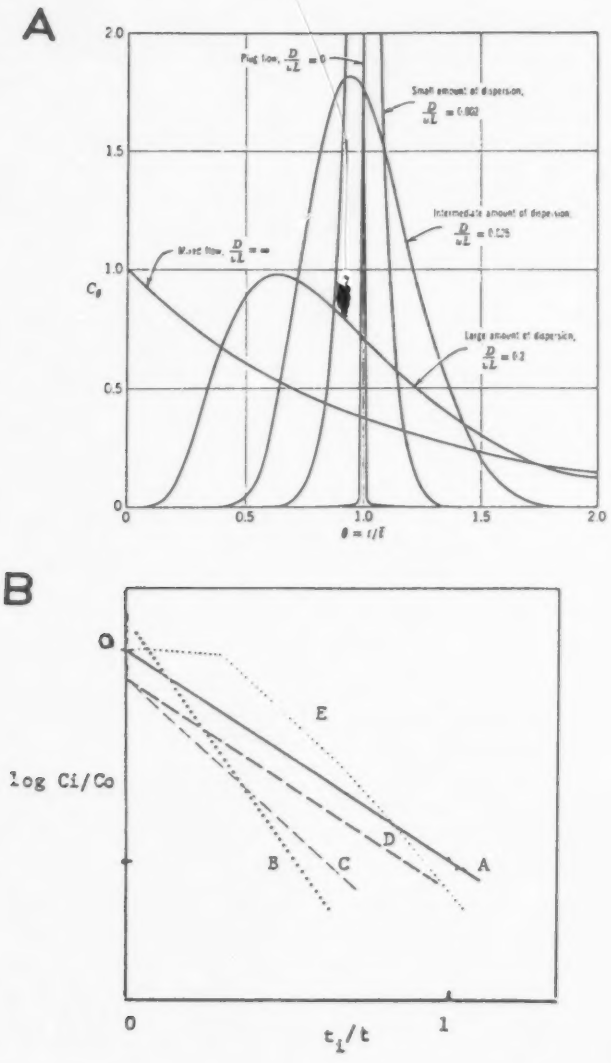


Figure 2: A) CARACTERISATION DE LA DEVIATION PAR RAPPORT A UN ECOULEMENT PISTON PARFAIT A PARTIR DU NOMBRE DE DISPERSION (D/uL). (tiré de Levenspiel, 1972)

B) CARACTERISATION DE LA DEVIATION PAR RAPPORT A UN ECOULEMENT PARFAITEMENT MELANGE: COURBE a: Ecoulement parfaitement mélangé idéal, b: présence de volumes stagnants, c: volumes stagnants et de chemins préférentiels , d: présence de de chemin préférentiel, e: présence d'écoulement piston.

Avec les modèles multiparamétriques, plusieurs équations peuvent être utilisées pour tenir compte de la déviation par rapport à l'écoulement de type parfaitement mélangé (Figure 2B).

Ainsi, pour quantifier le volume stagnant d'un digesteur, l'expression suivante sera utilisée:

$$C/C_o = V/V_m\, e^{-(V/V_m)t/\bar{t}} \qquad (5)$$

dans laquelle,

C = concentration du traceur au temps t
C_o =concentration initiale du traceur dans le digesteur
V^o= volume liquide du digesteur
V_m =volume de la partie parfaitement mélangée du digesteur
t^m= temps, h

Si l'on veut quantifier la portion du fluide qui passe en chemin préférentiel, l'expression suivante sera utilisée:

$$C/C_o = (v_1/v)^2 e^{-(v_1/v)t/\bar{t}} \qquad (6)$$

dans laquelle,

v = le taux d'écoulement mesuré
v_1= la portion du fluide bien mélangé

La combinaison des deux équations nous permet de caractériser un digesteur dans lequel des volumes stagnants et des chemins préférentiels sont présents ensembles:

$$C/C_o = [(v_1 V/v)/t]e^{-t/\bar{t}} + (v_2/v)\,\delta_{t=0} \qquad (7)$$

dans laquelle,

v_2= la portion du fluide qui passe en chemin préférentiel
$\delta_{t=0}$= l'opérateur Dirac

PROTOCOLE EXPÉRIMENTAL:

Au niveau laboratoire, trois types de digesteurs ont été utilisés, soit le digesteur à film fixe DSFF à support continu et à support discontinu ainsi que le digesteur à boue granulaire hybride (UBF). Dans le premier cas, il s'agit d'un digesteur utilisant des blocs de grès comme support (Fig. 3A). Ce type de support s'est avéré très efficace pour l'immobilisation des microorganismes, et de plus les métaux contenus dans ce matériel stimulent l'activité biologique des microorganismes (Murray et van den Berg, 1981). Dans le cas du digesteur UBF, il s'agit d'un digesteur possédant une partie

inférieure libre ou se concentre le lit de boue granulaire et à la partie supérieure d'un filtre (Fig. 3B).

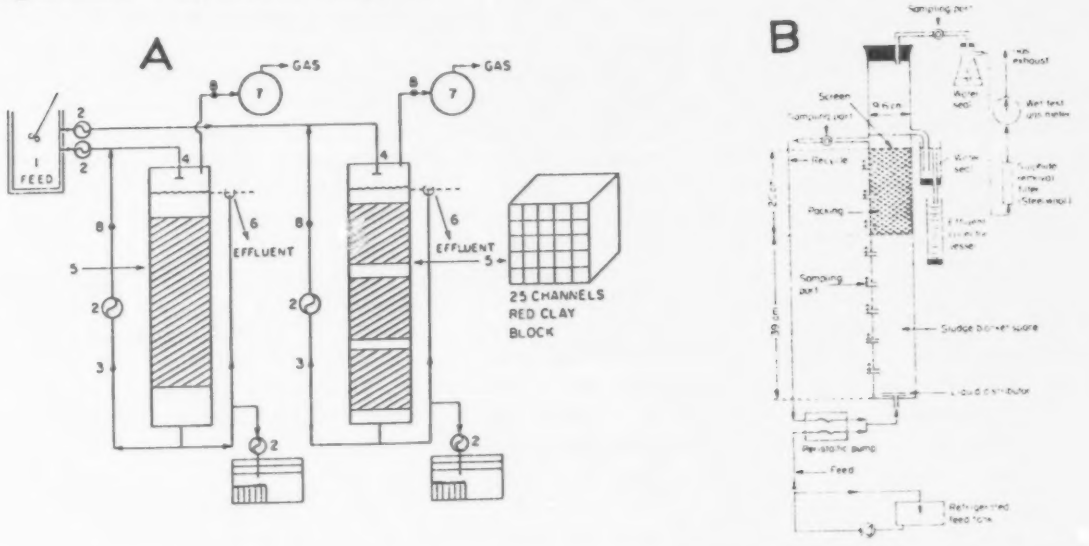


Figure 3: A) SCHEMA DES DIGESTEURS DSFF AVEC SUPPORT CONTINU ET DISCONTINU, 1: Contenant réfrigéré, 2: Pompes péristaltique, 3: Circuit de recirculation, 4: Distributeur de l'alimentation, 5: Blocs de grès, 6: Effluent, 7: Débimètre à gaz, 8: Orifice d'échantillonage, 9: Collecteur de fraction programmable.

B) SCHEMA DU DIGESTEUR UBF

TABLEAU 1

CARACTÉRISTIQUES PHYSIQUES DES DIGESTEURS ANAEROBIES ÉTUDIES

	Expérience								
	A	B	C	D	E	F	G	H	I
Nombres de canaux	1	4	25	25	25	25	25	25	UBF
Hauteur du liquide (cm)	113	115	122	122	122	31	92	183	59
Surface du digesteur (cm^2)	31	110	493	493	493	480	480	480	72
Surface d'un canal (cm^2)	9	9	9	9	9	8.2	8.2	8.2	---
Volume total (l)	1.9	6.2	31.5	31.5	39.0	17.0	33.0	58.0	4.5
Rapport surface/volume (cm^2/cm^3)	59	72	88	88	71	55	83	94	---

Ce filtre est généralement constitué d'un matériel léger qui flotte à la surface du liquide. Dans nos travaux, le Flexi-ring de plastique distribué par Koch Inc. a été utilisé. Les caractéristiques géométriques de ces digesteurs sont données au Tableau 1.

Plusieurs expériences en laboratoire ont été réalisées afin de caractériser l'hydraulique des digesteurs anaérobies. L'une des expériences consistait à simuler des caractéristiques hydrauliques différentes dans des digesteurs DSFF et de comparer les performances de ceux-ci lors du démarrage et à l'état d'équilibre (Expériences A,B,C). Dans un autre cas l'influence de la configuration des canaux a été étudiée (Expériences D et E). L'influence de la mise à l'échelle verticale a aussi été évalué pour le digesteur DSFF (Expériences F, G, H). Finalement, nous avons étudié les caractéristiques hydrauliques d'un digesteur UBF (Expérience I) utilisé pendant une longue période et opéré à plusieurs états d'équilibre. Les détails des procédures expérimentales peuvent être retrouvés dans la littérature (Samson et al., 1985a; Samson et al., 1985b; Samson et Guiot, 1985; Samson et Kennedy, 1985)

Des essais ont aussi été effectués sur des digesteurs de taille industriel afin d'évaluer la présence de chemin préférentiel et de volume stagnant.

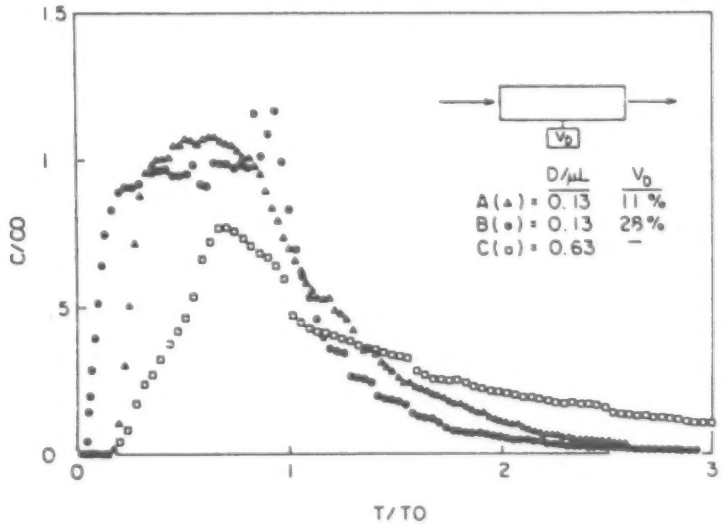


Figure 4: COURBE DE DISTRIBUTION DU TRACEUR POUR DES RÉACTEURS DSFF FONCTIONNANT SANS BIOMASSE ET SANS RECIRCULATION. Expérience A: 1 canal, Expérience B: 4 canaux, Expérience C: 25 canaux. (Tiré de Samson et al., 1985a)

EFFET DE LA CONFIGURATION DES DIGESTEURS:

L'effet de la configuration géométrique sur les caractéristiques du

mélange peut être facilement observé en réalisant des tests de mélange sur des digesteurs remplis avec de l'eau sans présence de microorganismes. Ce type d'expérience permet d'identifier rapidement des anomalies qui pourraient, par exemple, être relié à une mauvaise conception du système d'alimentation ou à des problèmes de circulation interne.

Les résultats obtenus dans les expériences A, B, et C avec des digesteurs DSFF opérés sans recirculation de l'effluent montrent un écoulemenent de type piston avec un nombre de dispersion qui augmente en fonction du nombre de canaux (Figure 4). Ce phénomène est explicable par la diversité des vitesses ascensionnelles dans les différents canaux.

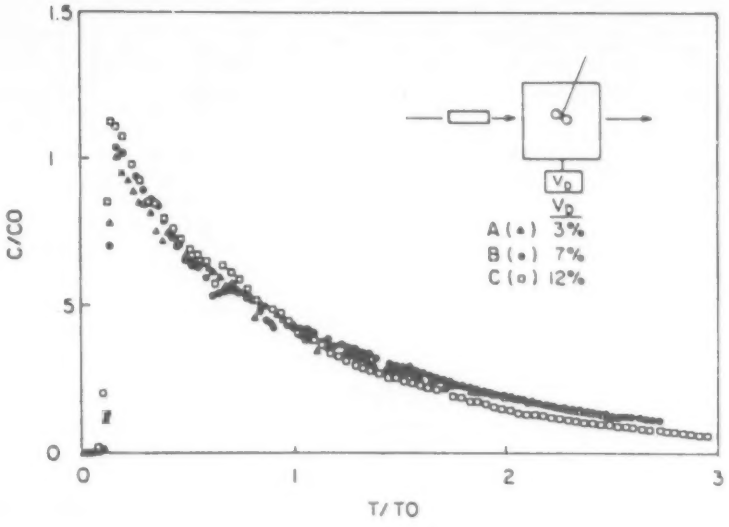


Figure 5: COURBE DE DISTRIBUTION DU TRACEUR POUR DES RÉACTEURS DSFF FONCTIONNANT SANS BIOMASSE ET RECIRCULATION. Expérience A: 1 canal, Expérience B: 4 canaux, Expérience C: 25 canaux. (Tiré de Samson et al., 1985a)

L'utilisation d'une boucle de recirculation fonctionnant avec un débit correspondant à cinq fois le débit d'alimentation change radicalement le type de mélange (Figure 5). Ainsi, un écoulement du type parfaitement mélangé est observé et un modèle multiparamétrique peut être utilisé pour décrire le mélange.

L'utilisation de la recirculation a aussi comme effet de réduire la période de latence observée entre l'injection du traceur et l'apparition de celui-ci à la sortie du digesteur (Fig. 4 et 5). La présence de cette période de latence confirme que l'écoulement dans les digesteurs n'utilisant pas de boucle de recirculation est de type piston. Toutefois, cette période ne représente que 7-8% du temps de retention théorique et n'a pas à être utilisée dans les calculs.

Dans ces expériences, il a été démontré que la distribution du liquide associé au design du distributeur d'alimentation était responsable de

l'apparition d'espace stagnant. Dans les expériences D et E nous avons apporté une modification à la configuration des canaux afin de modifier le profil hydraulique dans le digesteur. Le principal effet causé par l'addition d'un volume vide entre les canaux est un changement de vitesse ascensionnelle du liquide, d'où création de turbulence. Ainsi, si on modifie la vitesse ascensionnelle à l'intérieur d'un digesteur DSFF, l'écoulement passera du type piston au type parfaitement mélangé avec seulement 2% d'espace stagnant (Figure 6A).

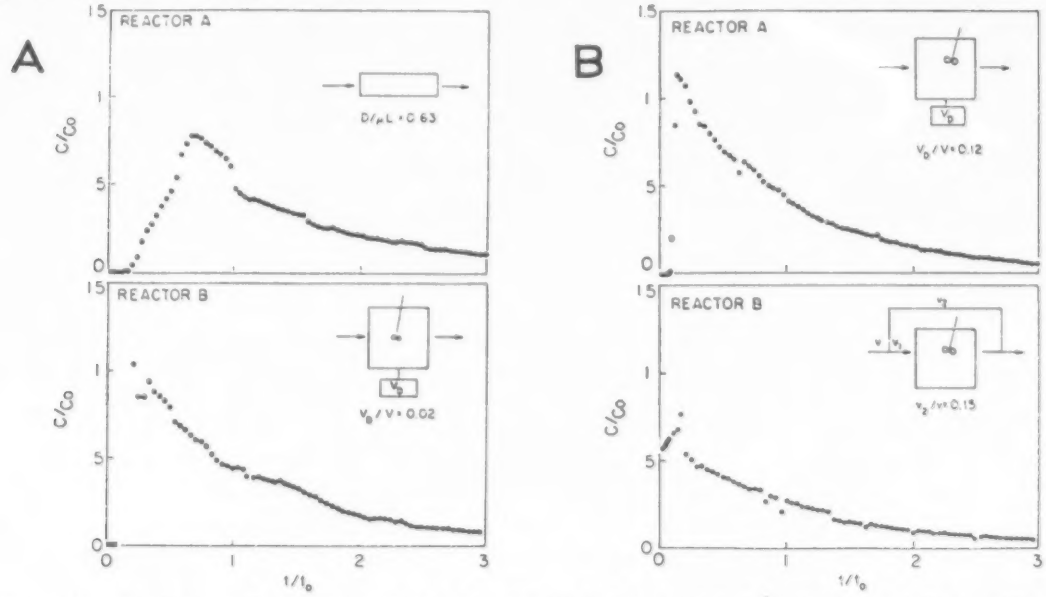


Figure 6: COURBE DE DISTRIBUTION DU TRACEUR POUR DES RÉACTEURS DSFF AVEC SUPPORT CONTINU(expérience D) ET DISCONTINU (expérience E).
A) OPERATION SANS BIOMASSE ET SANS RECIRCULATION.
B) OPERATION SANS BIOMASSE ET AVEC RECIRCULATION
(Tiré de Samson et al., 1985b)

Ce même changement de configuration aura un effet adverse sur le mélange si la recirculation du milieu est appliquée. Dans ce cas, il a été observé jusqu'à 15% de chemin préférentiel (Fig. 6B). La présence de chemin préférentiel dans un digesteur anaérobie devra être maintenu à un minimum car, par exemple, un chemin préférentiel représentant 15% du débit signifie aussi une diminution d'efficacité de 15%. Ceci s'explique par le fait que 15% du substrat n'entrera jamais en contact avec les microorganismes. Ainsi, il sera important d'améliorer les caractéristiques hydrauliques des digesteurs avant même l'addition des microorganismes afin d'éviter l'apparition de ce genre de problème.

Les caractéristiques de mélange d'un digesteur UBF fonctionnant sans inoculum sont du type parfaitement mélangé avec la présence d'espace stagnant. Le pourcentage d'espace stagnant diminue de 19% à 5% lorsqu'on recircule le milieu (Figure 7).

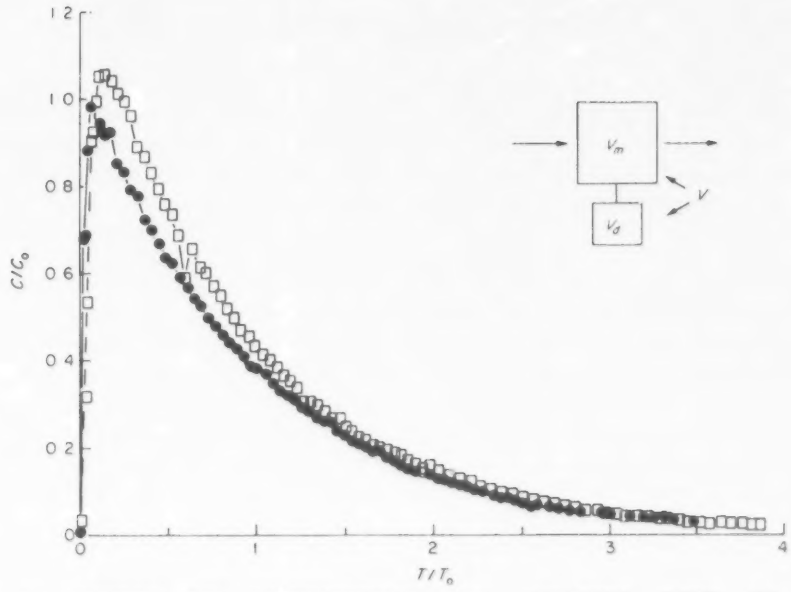


FIGURE 7: COURBE DE DISTRIBUTION DU TRACEUR POUR UN DIGESTEUR UBF FONCTIONNANT SANS BIOMASSE (Expérience I)
(□) SANS RECIRCULATION, $V_d/V=0.19$
(●) AVEC RECIRCULATION. $V_d/V=0.05$
(Tiré de Samson et Guiot, 1985)

Le filtre localisé à la partie supérieure du digesteur n'occasionne pas de problèmes particulier de mélange. Ainsi, un test de mélange réalisé sur la partie filtre a montré que seulement 3% de volume stagnant pouvait lui être associé. Ce bon comportement hydraulique nous laisse croire que l'opération et la mise à l'échelle d'un digesteur UBF et UASB devrait être moins problématique du point de vue hydraulique.

INFLUENCE DE L'HYDRODYNAMIQUE SUR LE DÉMARRAGE DES DIGESTEURS ANAEROBIES

Le démarrage des digesteurs anaérobies est une période critique pendant laquelle on doit s'assurer que les meilleures conditions environmentales sont fournies aux microorganismes. Cette étape est d'autant plus critique dans le cas où les bactéries méthanogènes doivent se fixer sur des supports (ex. les digesteurs à film fixe). Cette période correspond au temps nécessaire pour atteindre les performances maximums, tout en évitant d'intoxiquer le digesteur par des concentrations trop grandes en acides volatils. Dans le cas des digesteurs DSFF, le temps nécessaire au démarrage se situe autour de 3 mois, alors que quelques semaines seront suffisantes aux digesteurs UASB et UBF pour atteindre d'excellentes performances. Le temps nécessaire pour le démarrage est cependant fonction de certains critères, tels que la qualité de l'inoculum, le type de substrat à dégrader et les performances hydrauliques du digesteur.

Nos expériences avec des digesteurs DSFF ont montré qu'un mauvais mélange causé par la présence de volume stagnant produit un blocage rapide des canaux par l'accumulation de microorganismes. Ainsi, la combinaison d'un mauvais design du distributeur d'alimentation et d'une croissance rapide des microorganismes a causé une réduction d'environ 55% du volume effectif du digesteur après seulement 90 jours d'opération. Le blocage rapide du digesteur est explicable par le fait que certains canaux ne se sont pas bien drainés par le milieu de culture. Ainsi, très peu de turbulence est créé, ce qui réduit l'élimination de la partie inactive du biofilm, d'où un éventuel blocage à un endroit dans le canal. Donc si un canal est bloqué même à un seul endroit tout le volume du canal devient inutilisable, ce qui réduit très rapidement le volume utile du digesteur. Ce phénomène ne se produit pas dans les digesteurs UASB et UBF qui ne possède pas de support solide. Toutefois, ces digesteurs peuvent être affligés par la présence de chemin préférentiel important si la boue granulaire n'est pas bien fluidisée.

Les caractéristiques hydrauliques des digesteurs ont aussi une influence sur l'activité physiologique des microorganismes. Ainsi, il a été observé que des digesteurs DSFF bien mélangés relâchaient continuellement une certaine quantité de bactéries méthanogènes dans l'effluent. D'autre part, un digesteur montrant un comportement hydraulique non-idéal relâchait une plus grande concentration de biomasse mais toutefois possédait une faible activité acétoclastique et hydrogénophilique. Ce phénomène indique qu'un mauvais mélange cause un état de surcharge organique artificiel du digesteur. Ceci occasionne une prolifération rapide des bactéries productrices d'acides qui ont généralement un taux de croissance très rapide. L'activité accéléré des bactéries productrices d'acides a aussi comme conséquence de débalancer les conditions environmentales du digesteurs. Ainsi, une accumulation d'acides volatils tels que les acides acétique, propionique et butyrique aura tendence à inhiber les bactéries méthanogènes et à produire une baisse de pH. Cette prolifération rapide des bactéries a aussi comme effet de créer une situation dans laquelle les canaux se bloquent plus rapidement.

Afin d'améliorer les performances lors du démarrage des digesteurs à film fixe, il est possible de changer la configuration de ceux-ci. Ainsi dans les expériences F,G et H nous avons augmenter la turbulence dans les canaux en augmentant la hauteur des canaux. Cette augmentation de turbulence est produite par une plus grande vitesse ascensionnelle du liquide dans les canaux. Cette modification a permis d'éliminer les chemins préférentiels dans le digesteur ayant le plus grand rapport hauteur/diamètre (Fig.8), et a permis d'ateindre un taux de chargement 2 fois supérieur dans le réacteur F comparé au réacteur H (Fig.9).

Ces données nous montrent clairement l'importance de maintenir des conditions hydrauliques favorables dans les digesteurs anaérobies. Cette constatation s'appliquant particulièrement dans le cas des digesteurs à film fixe ou à tout autre digesteur dans lequel le design du système de distribution de l'alimentation est susceptible de créer des espaces stagnants et des chemins préférentiels. Le maintien de bonnes conditions de mélange dans les digesteurs est probablement la clé du succès d'un démarrage rapide et d'une opération à long terme sans problèmes.

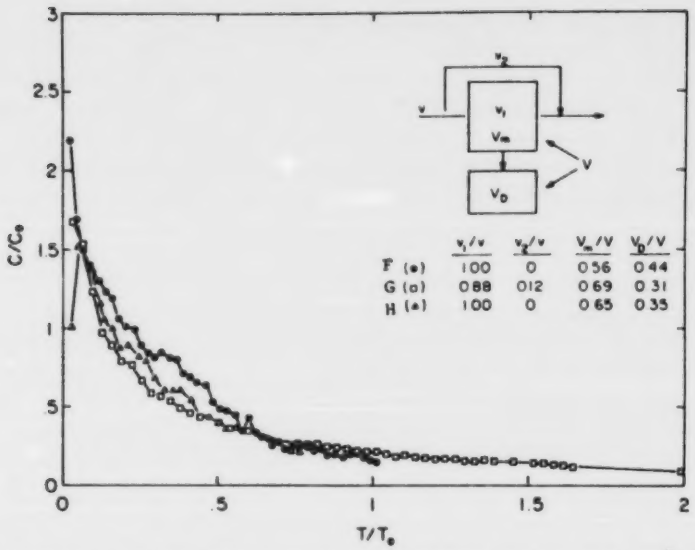


FIGURE 8: COURBE DE DISTRIBUTION DU TRACEUR POUR DES DIGESTEURS DSFF DE HAUTEURS DIFFÉRENTES APRÈS LA PÉRIODE DE DÉMARRAGE.
EXPERIENCE F: 30.5 cm.
EXPERIENCE G: 91.5 cm.
EXPERIENCE H: 183.0 cm.
(Tiré de Samson et Kennedy, 1985)

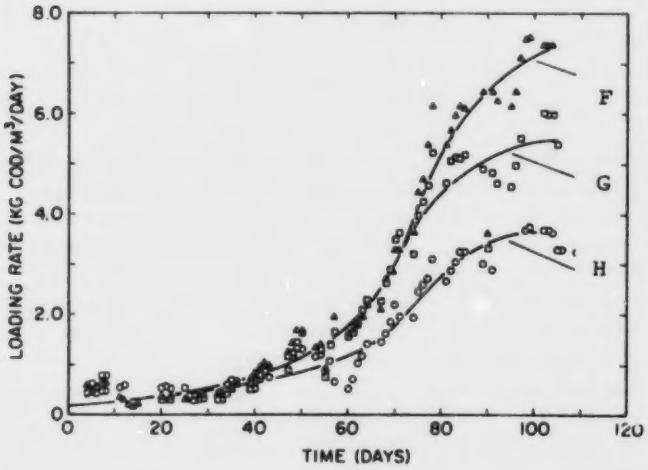


FIGURE 9: EFFET DE LA HAUTEUR SUR LE TAUX DE CHARGEMENT ORGANIQUE DURANT LA PÉRIODE DE DÉMARRAGE.
EXPERIENCE F: 30.5 cm.
EXPERIENCE G: 91.5 cm.
EXPERIENCE H: 183.0 cm.
(Tiré de Samson et Kennedy, 1985)

EFFET DE L'HYDRODYNAMIQUE SUR LES PERFORMANCES À L'ÉTAT D'ÉQUILIBRE

Comme nous l'avons mentionné dans la section précédente, la configuration géométrique des digesteurs anaérobies a un effet considérable sur la vitesse du démarrage de même que sur les performances. Cette même observation s'applique aussi bien pour le maintien des conditions d'équilibre. Dans ce cas le maintien des performances à long terme peut être prédit en réalisant l'étude des caractéristiques hydrauliques à divers intervales de temps. Ainsi une détérioration des performances hydrauliques est un signe très grave qui signifie le déclin du réacteur. Le tableau 2 nous montre l'évolution des caractéristiques hydrauliques de digesteurs DSFF et UBF utilisés sur une période d'une année.

TABLEAU 2
ÉVOLUTION DES CARACTÉRISTIQUES HYDRAULIQUES DES DIGESTEURS DSFF ET UBF

Période de fonctionnement (jours)	UBF					DSFF			
	0	44	104	167	266	0	90	180	360
Volume mélangé(%)	95	95	90	100	94	88	61	60	59
Volume stagnant(%)	5	5	10	0	6	12	39	40	41
Chemin préférentiel (% du débit)	0	0	0	0	0	0	34	58	55
Temps de résidence théorique (h)	24.7	26.3	12.4	8.1	25.1	25.8	34.0	34.3	34.0
Temps de résidence calculé (H)	25.4	24.0	11.3	7.2	26.0	22.7	31.2	47.7	46.0

Ces données nous montrent très bien l'augmentation du volume stagnant et des chemins préférentiels dans le digesteur DSFF et le maintien de condition de mélange idéal dans le digesteur UBF. Cette augmentation de l'espace stagnant est causé par l'accumulation de solides. Cette accumulation peut se réaliser sous trois formes: la sédimentation, la formation d'un biofilm et la formation de matières en suspension dans le digesteur. Cette situation nous indique qu'à des périodes régulières il est important de vidanger les digesteurs afin d'éviter la création de volumes stagnants. Ce tableau nous permet aussi de prévoir que dans un avenir rapproché le digesteur DSFF pourrait subir une inhibition importante causée par une augmentation artificielle du taux de chargement. A long terme l'hydrologie des digesteurs anaérobies se stabilise et l'on atteint un état caractérisé par un volume mort et un pourcentage de chemin préférentiel relativement stable.

Les différences de rendement, exprimés en terme kg DCO/m^3.jour et en m^3 de méthane/m^3.jour entre les digesteurs à film fixé DSFF et ceux à boues granulaires (UASB et UBF) ont souvent été associées à la meilleure capacité d'accumulation de biomasse de ces derniers. Même si cette explication est valable, il demeure qu'une partie des différences observées

sont explicables en considérant le volume utile des digesteurs DSFF. Le tableau 3 montre les résultats obtenus en comparant deux types de digesteurs utilisant les mêmes conditions expérimentales.

TABLEAU 3
DIFFÉRENCES OBSERVÉES ENTRE LES DIGESTEURS DSFF ET UBF
EN TERME DE PERFORMANCE ET DE CARACTÉRISTIQUE DU MÉLANGE

Paramètre	Digesteur	
	UBF	DSFF
Performances		
Chargement organique maximum (Kg DCO/m^3.jour)	32.1	15.0
Productivité maximum en méthane (m^3/m^3.jour)	7.2	3.5
Réduction de la DCO totale (%)	68	90
Réduction de la DCO soluble (%)	73	92
Concentration en acides volatils(mg/l)	1480	1300
Alcalinité	4350	2600
pH final	7.2	7.2
Caractéristiques hydrauliques		
Volume mélangé (%)	100	77
Volume stagnant (%)	0	23
Temps de résidence théorique (h)	8.1	35.2
Temps de résidence calculé (h)	7.2	27.1
Temps de latence (h)	1.2	1.1

(Tiré de Samson et Guiot, 1985 et Samson et al., 1985a)

Dans cet exemple, après 5 mois d'opération, le digesteur DSFF a montré la présence de 30% de volume stagnant alors que le digesteur UBF n'a montré aucun volume stagnant. Cette constatation implique que le taux de chargement organique réel du réacteur DSFF était en fait 30% plus élevé que la valeur calculée. Toutefois, le volume réel disponible pour les réactions biologiques serait supérieur à 70%, car nous devons tenir compte du fait qu'une partie de celles-ci s'effectue dans le biofilm et dans les solides.

Cette particularité exige beaucoup de prudence dans l'interprétation des données journalières obtenues à partir de digesteurs anaérobies. Par exemple, même avec un taux de chargement organique relativement faible (ex: 8-10 kg DCO/m^3.jour), un digesteur DSFF ayant un volume stagnant supérieur à 40% pourrait se trouver au-delà des limites de charges organiques sécuritaires. De la même façon, un digesteur montrant un pourcentage élevé de chemin préférentiel serait sous des conditions de chargement organique trop faible pour assurer le maintien de l'activité biologique optimale. Ceci s'explique par le fait que la présence de chemin préférentiel a pour conséquence de rallonger artificiellement le temps de séjour réel dans la partie parfaitement mélangée du digesteur.

CARACTÉRISTIQUES HYDRODYNAMIQUES DE DIGESTEURS INDUSTRIELS

Les données présentées précédemment montrent les différences de caractéristiques hydrauliques de digesteurs anaérobies ayant des volumes ne dépassant pas 60 L. Dans les systèmes de grande taille, les problèmes associés au mélange des digesteurs sont critiques à cause de la difficulté d'obtenir une bonne distribution de l'alimentation sur une grande surface. De plus, la hauteur de ces installations dépassant souvent 10 mètres, les problèmes de compactage des boues couplé à la sédimentation deviennent importants et compliquent le design des systèmes de distribution du substrat.

La figure 10 montre les résultats de tests de mélange effectuées sur un digesteur UASB de 500 m^3 fonctionnant avec un taux de chargement variant entre 5 et 8 kg de DCO/m^3.jour. Dans ce cas, l'effluent à traité provenait d'une usine de transformation agro-alimentaire.

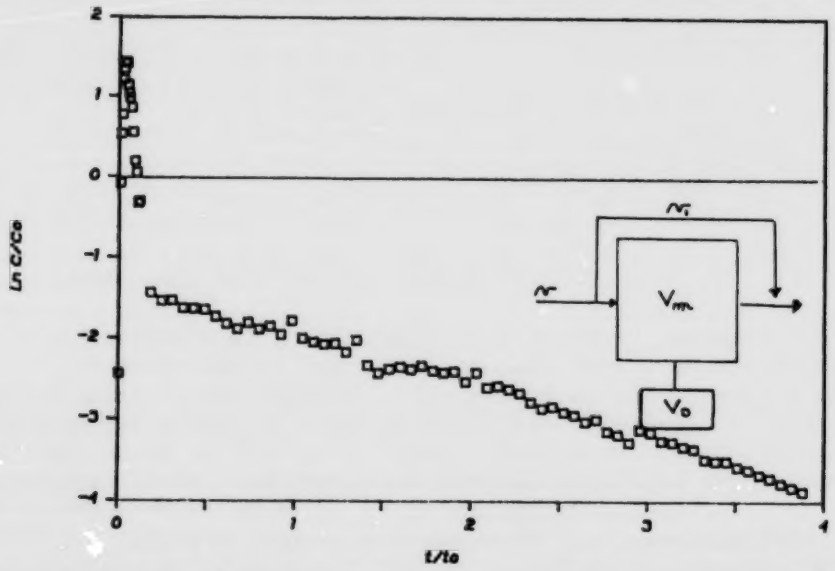


FIGURE 10: DISTRIBUTION DU TRACEUR POUR UN DIGESTEUR UASB DE 500 m^3

Ces résultats contrastent énormément avec ceux obtenus avec des digesteurs UBF de taille laboratoire. Ainsi, une grande partie (54%) de l'alimentation passe directement à l'effluent sans même avoir été traitée par les microorganismes, et 26% du digesteur n'est pas disponible pour les réactions biologiques. Ceci montre clairement la difficulté d'obtenir de l'uniformité dans la distribution du substrat.

L'expérience montre aussi qu'il est presque impossible de configurer un digesteur anaérobie de type DSFF, UASB et UBF qui pourra fournir sur une grande période de temps des performances hydrauliques régulières. Ainsi, il sera important de prévoir ces anomalies dans le dimensionnement des stations de traitement anaérobie.

CONCLUSIONS

Le principe d'opération des digesteurs anaérobies de nouvelle génération (ex. digesteurs DSFF, UASB et UBF) est basé sur le mélange naturel, sans aide mécanique, de la biomasse et du substrat. La présence de support pour la croissance microbienne et l'utilisation de boues granulaires sensibles aux chocs mécaniques compliquent le design de ces digesteurs. L'analyse des caractéristiques hydrauliques devient alors l'une des étapes déterminante du design et de l'évaluation à long terme des performances des digesteurs anaérobies.

L'analyse mathématique de la distribution des temps de retention suite à l'injection d'un traceur permet de quantifier les volumes stagnants et les chemins préférentiels. Cette technique permet aussi de mesurer le temps de résidence réel à l'intérieur de la partie parfaitement mélangée du digesteur et ainsi d'évaluer le taux de chargement réel de celui-ci. L'influence des modifications au design des digesteurs peut aussi être évalué avec cette technique.

RÉFÉRENCES

Grady, C.P.L., Lim, H.C. (1980). Biological wastewater treatment: Theory and applications. Marcel Dekker inc. N.Y.

Monteith, H.D., Stephenson, J.P. (1981). Mixing efficiencies in full scale anaerobic digesters by tracer methods. J. Wat. Poll. Cont. Fed. 53:78-84

Murray, W.D., van den Berg, L. (1981). Effect of support material on the development of microbial fixed film converting acetic acid to methane. J. Appl. Bacteriol. 51:257-265

Samson, R., van den Berg, L., Kennedy, K.J. (1985a). Mixing characteristics and startup of anaerobic downflow stationary fixed film (DSFF) reactors. Biotechnol. Bioeng. 27:10-19.

Samson, R., van den Berg, L., Kennedy, K.J. (1985b). Influence of continuous versus non-continuous channels on mixing characteristics and performance of anaerobic downflow stationary fixed-film (DSFF) reactors before and during waste treatment. Proc. 39th Purdue Ind. Waste Conf. :677-684

Samson, R., Kennedy, K.J. (1985). Effect of reactor height on mixing characteristics and performance of the anaerobic downflow stationary fixed-film (DSFF) reactor. J. Biotechnol. 2:95-106

Samson, R. Guiot, S. (1985). Mixing characteristics and performance of the anaerobic upflow blanket filter (UBF) reactor. J. Chem. Tech, Biotecnol. 35B: 65-74

CONCEPTION D'UN SYSTÈME DE TRAITEMENT ANAÉROBIE DES EFFLUENTS D'UNE USINE DE PÂTES ET PAPIERS À PARTIR DES RÉSULTATS D'UN ESSAI PILOTE

Robert A. Auger, M. Sc. A.
Marie A. Dumontier, M. Sc. A.
PAQUES LAVALIN

RÉSUMÉ

Papier Cascades (Cabano) Inc. exploite une usine de pâtes et papiers fabriquant du carton ondulé à partir d'un procédé semi-chimique sans soufre à base de carbonate de sodium. Afin de dépolluer les effluents liquides de cette usine, Papier Cascades envisage un système de digestion anaérobie de type UASB ("Upflow Anaerobic Sludge Blanket").

La définition des critères de conception et des conditions de fonctionnement optimales du futur système d'épuration reposent sur les résultats d'un essai pilote appliqué aux effluents de l'usine de pâtes et papiers. Ce programme de traitement s'est échelonné sur une période de 8 mois impliquant l'utilisation d'un réacteur à lit de boues granulaires BIOPAQ de 19 m^3.

Entre autres, l'essai pilote a démontré qu'un taux de charge organique moyen de plus de 10 kg/m^3 de réacteur/jour peut être appliqué avec un enlèvement d'environ 75% de la DBO_5.

ABSTRACT

Papier Cascades (Cabano) Inc. operates a corrugating medium mill using a sulfur-free sodium base semi-chemical pulping process. Papier Cascades is considering an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor to treat their wastewater.

Design criteria and optimal operational conditions rest on results from an on-site demonstration program which lasted 8 months using a 19 m^3 BIOPAQ reactor. Results reveal a BOD removal efficiency of approximately 75% at a weekly average loading above 10 kg COD/cu m/d.

INTRODUCTION

Depuis le début des années 1980, le procédé UASB ("Upflow Anaerobic Sludge Blanket") connaît un essor remarquable dans le traitement anaérobie des effluents industriels d'usines de pâtes et papiers, de brasseries et d'usines alimentaires. A l'heure actuelle, 80% des réacteurs anaérobies en opération à travers le monde utilisent le procédé UASB.

Un programme de traitement à l'échelle pilote effectué avec un réacteur BIOPAQ de 19 m^3 de type UASB a été mené pendant 8 mois sur les effluents de l'usine de Papier Cascades (Cabano). Cette usine utilise un procédé semi-chimique sans soufre à base de carbonate de sodium pour fabriquer du carton ondulé.

Les résultats obtenus de l'essai pilote ont permis de définir clairement les critères de conception, de déterminer les conditions optimales d'opération, et de calculer les coûts de construction et d'opération associés à un système à l'échelle industrielle.

De plus, l'essai pilote a permis de vérifier que le réacteur fournissait une performance satisfaisante lorsque soumis à des conditions "réelles" d'opération.

CARACTÉRISTIQUE DES EFFLUENTS DE PÂTES ET PAPIERS

Description de l'usine

L'usine de Cabano fabrique 250 tonnes métriques par jour de carton ondulé à partir d'une production de pâte semi-chimique (75%) et de papier recyclé (25%). L'usine utilise un procédé semi-chimique sans soufre à base de carbonate de sodium. Durant l'étude pilote, le peuplier faux-tremble a constitué la matière première principale de la production de pâte. Dans le futur, on prévoit utiliser des résineux et des feuillus à part égale.

Caractéristiques des eaux usées

Les effluents liquides de Papier Cascades proviennent de la section de production de l'usine et du système Copeland qui sert à récupérer le carbonate de sodium. Le débit moyen à traiter est de 2500 m^3 par jour. Ce débit peut monter occasionnellement à 3200 m^3 par jour en période d'entretien.

Les analyses quotidiennes, réalisées dans le cadre de l'étude pilote, ont permis de cerner les étendues relatives aux caractéristiques des eaux à traiter (Tableau 1). Sur une base journalière, le rapport DCO/DBO_5 s'est maintenu entre 3:1 et 4:1; la matière organique est donc relativement peu biodégradable.

TABLEAU 1: CARACTÉRISTIQUES DES EAUX USÉES RELEVÉES DURANT L'ESSAI PILOTE

PARAMETRE	ETENDUE (mg/1)	MOYENNE (mg/1)
DCO filtrée	1022-8279	5200
DCO non-filtrée	1613-9609	6000
DBO_5 filtrée	655-2700	1500
DBO_5 non-filtrée	825-3315	1800
Acides Volatils Gras	318-2610	800
Matières en Suspension	102-3200	400
Solides totaux	725-9053	3700
Azote total	4,5-44,8	18
Phosphore	2,3- 36	10
Alcalinité	324- 810	450
Température	28- 45°C	40°C
pH	4,7- 9,0	6

MÉTHODOLOGIE

Description de l'essai pilote

La digestion anaérobie consiste à transformer la matière organique en méthane, sans apport d'oxygène. Elle comporte quatre phases successives (1):

1. hydrolyse: l'action des enzymes provoque l'hydrolyse des polymères organiques en monomères;
2. acidification: un groupe de bactéries acidogènes transforme les composés hydrolysés en composés simples: acides volatils gras et alcools;
3. acétogénèse: les produits de l'acidification sont transformés en acide acétique, CO_2, NH_3 et H_2;
4. méthanogénèse: les bactéries méthanogènes transforment l'acide acétique, le CO_2 et le H_2 en CH_4 et CO_2.

Le réacteur BIOPAQ a été mis en marche en octobre 1986 à partir de bactéries granulaires anaérobies provenant de la fabrique de Papier Roermond (Hollande). L'essai s'est poursuivi jusqu'à la mi-juin 1987.

Depuis quelques années, les eaux usées de Papier Cascades sont acheminées vers un décanteur. La surverse de ce décanteur passe ensuite aux étangs aérés municipaux. À l'échelle pilote, seulement une partie de la surverse du décanteur était traitée par le système BIOPAQ après une filtration (30 mesh) qui permettait d'éliminer les fibres (2). La Figure 1 présente un schéma des installations de l'essai pilote.

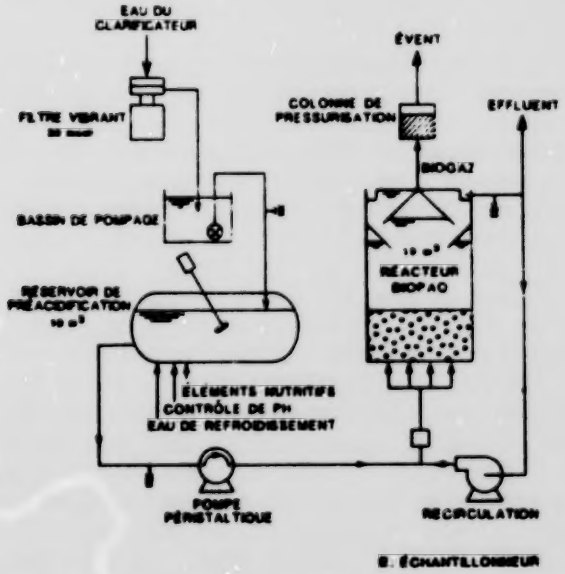


FIGURE 1 MONTAGE DE L'ESSAI PILOTE

L'eau usée filtrée était acheminée vers un réservoir de préacidification de 10 m^3 afin d'y réaliser l'acidification et une partie de l'acétogénèse sous contrôle de pH, d'y ajouter les éléments nutritifs requis et de régulariser la température sous le seuil critique de 39° C. L'eau usée était ensuite pompée vers le réacteur et distribuée par quatre orifices à travers le lit de boues. Les bactéries anaérobies digéraient alors les matières organiques présentes dans l'eau usée et libéraient du biogaz composé de 20 à 25% de bioxyde de carbone et de 75 à 80% de méthane. Le faible excédent de boue granulaire produit a servi à réaliser diverses analyses.

Mesures et analyses de laboratoire

Durant l'essai pilote, les caractéristiques de l'eau brute et de l'effluent du système BIOPAQ ont été mesurées. La température, le débit d'entrée au réacteur, le débit d'eau de refroidissement et le pH étaient mesurés sur place. Les concentrations en DCO et DBO_5 (filtrée et non-filtrée), en MES et en ST étaient évaluées quotidiennement en laboratoire sur des échantillons journaliers intégrés à raison de 4 minutes à l'heure. En outre, les teneurs en phosphore total et en azote Kjeldahl, d'une façon hebdomadaire, et l'alcalinité, de façon mensuelle, étaient mesurées à partir d'échantillons journaliers. Les méthodes d'analyse ont respecté les méthodes prescrites par "Standard Methods for Examination of Water and Wastewater" (1985) [4]. Par ailleurs, la concentration d'acides volatils gras (AVG), exprimée en équivalence d'acide acétique, a été mesurée sur des échantillons instantanés selon une technique de titration développée par PAQUES B.V.

RESULTATS DE L'ESSAI PILOTE ET DISCUSSION

Le programme expérimental prévu se basait sur des conditions normales d'opération de l'usine de pâtes et papiers. En principe, il fallait augmenter la charge organique par palier jusqu'à ce que le système montre des signes de surcharge. On obtient alors la charge organique optimale exprimée en kilogramme de Demande Chimique en Oxygène (DCO) non-filtrée par mètre cube de réacteur par jour (kg DCO/m^3/j). La performance est évaluée par le pourcentage d'enlèvement de la DBO_5.

A Cabano, l'installation de l'usine pilote BIOPAQ a coïncidé avec l'addition de nouveaux équipements sur la machine à papier. La période de rodage a duré jusqu'au mois de janvier 1987. De nombreux arrêts imprévisibles, de durée plus ou moins longue, ont causé des fluctuations importantes dans les caractéristiques des eaux à traiter. Par exemple, la concentration en matière organique (DCO) pouvait doubler en deux jours consécutifs et variait tellement que le taux de charge organique ne pouvait être maintenu constant. Ou encore, le pH pouvait varier de 4,5 à 8 dans la même journée [3]. Bien que le système puisse absorber des chocs occasionnels, une période prolongée de variations importantes en affecte les performances. En somme, l'effet de

ces variations conjugué au maintien d'une charge organique élevée (15 à 20 kg DCO/m^3/j) s'est traduit par une inhibition du métabolisme et des micro-organismes. Afin de corriger cette situation la charge organique a été réduite à 5 kg DCO/m^3/j, ce qui a permis de relever le rendement à 80% d'enlèvement de DBO_5 (Figure 2) et d'abaisser la concentration d'AVG dans l'effluent à 300 mg/l en équivalent de CH_3COOH (Figure 3).

La charge organique a ensuite été rehaussée à 7,5 kg DCO/m_3/j. Il s'ensuit aussitôt une chute de rendement et quelques semaines sont requises pour ramener progressivement l'enlèvement de DBO_5 à 80%. En principe, la charge organique est augmentée graduellement par paliers jusqu'à ce que des signes de surcharge apparaissent. Ces signes se manifestent par une augmentation des AVG à l'affluent et par une baisse du pourcentage d'enlèvement de la DBO_5. Selon la Figure 2, il apparaît qu'un enlèvement de 75% de DBO_5 puisse être réalisé avec une charge moyenne de 10,5 kg/m^3/j. Au-delà de cette charge, l'enlèvement de DBO_5 chute en-dessous de 70% et la concentration en AVG augmente dans l'effluent.

Le biogaz produit contenait la plupart du temps entre 75 à 80% de méthane, de 20 à 25% de CO^2 et entre 0,2% et 0,5% d'anhydride sulfureux (H_2S). Approximativement 0,3 m^3 de méthane a été produit par kilogramme de DCO enlevé (Figure 4).

Le réservoir de préacidification a servi de bassin tampon pour ramener la température des eaux brutes à la température mésophilique de 37°C (Figure 5). Une faible acidification y a aussi été relevée puisqu'un temps de résidence de 10 heures amène une acidification supplémentaire d'environ 10% (Figure 6). Il va sans dire qu'un pH bas (6,0) favorise la phase d'acidification. Toutefois, le pH doit être relevé avant que les eaux n'entrent dans le réacteur BIOPAQ car les micro-organismes du réacteur donnent leur plein rendement autour d'un pH neutre. Pour éviter d'inhiber les micro-organismes méthanogènes, une quantité moyenne d'environ 100 g de soude caustique a été ajoutée pour traiter chaque m^3 d'eau usée.

En théorie, la production maximale de boues ne devrait pas dépasser 4 kg/j pour une charge de 10 kg DCO/m^3/j. Durant l'essai, le lit des boues s'est accru en moyenne de 1,4 kg/j. La différence s'explique par la quantité de boues soutirée pour fins d'analyses.

Conclusions de l'essai pilote

Les principales conclusions à tirer de l'essai pilote sont les suivantes:

1) L'opération permanente à une charge organique moyenne de 10,5 kg DCO/m^3/j permet d'obtenir régulièrement une réduction supérieure à 75% de la DBO_5.
2) Un taux de production de 0,30 m^3 de méthane par kg de DCO enlevé a été réalisé. Le biogaz contient entre 75 et 80% de méthane.
3) Les résultats indiquent une faible croissance des boues granulaires.

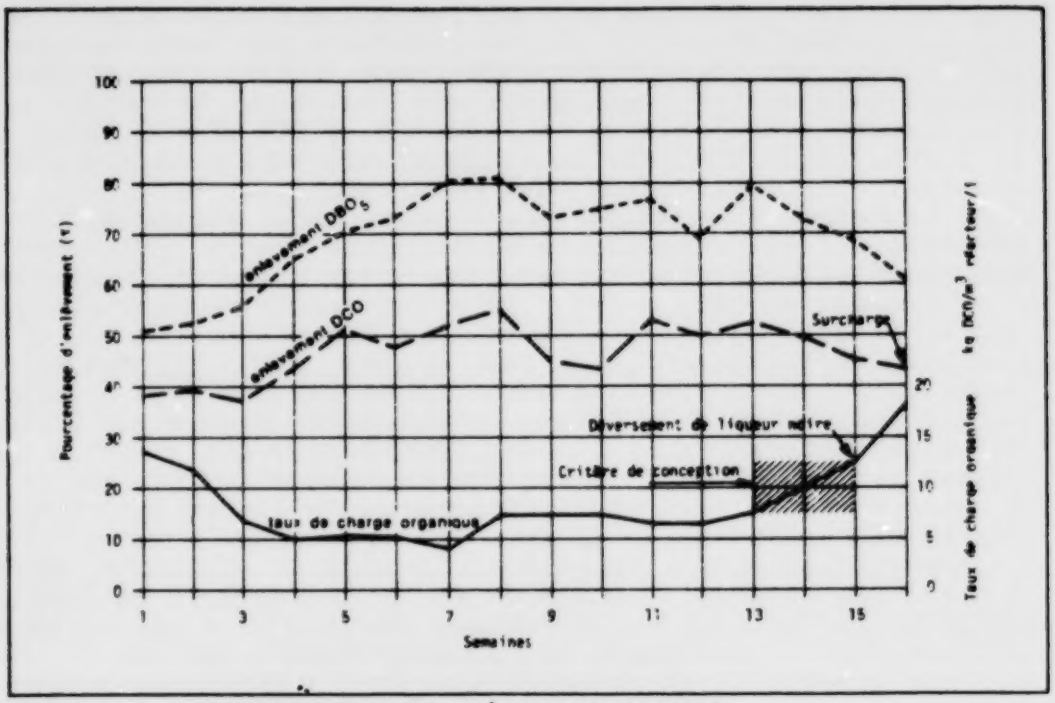


FIGURE 2 PERFORMANCE DU RÉACTEUR BIOPAQ

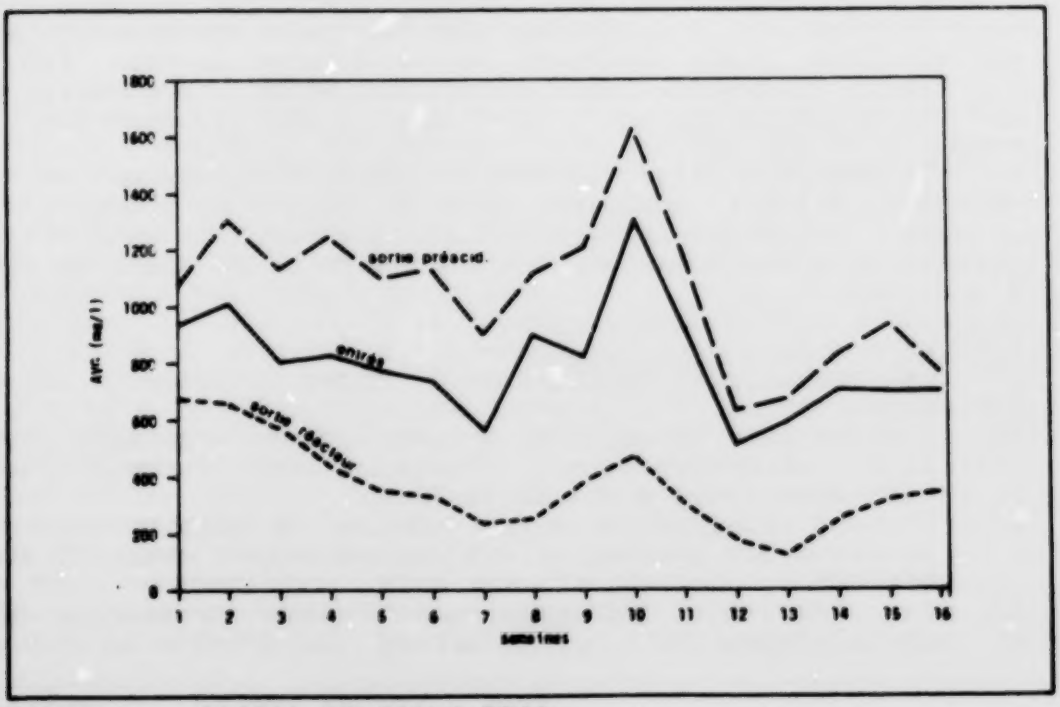


FIGURE 3 ACIDES VOLATILS GRAS

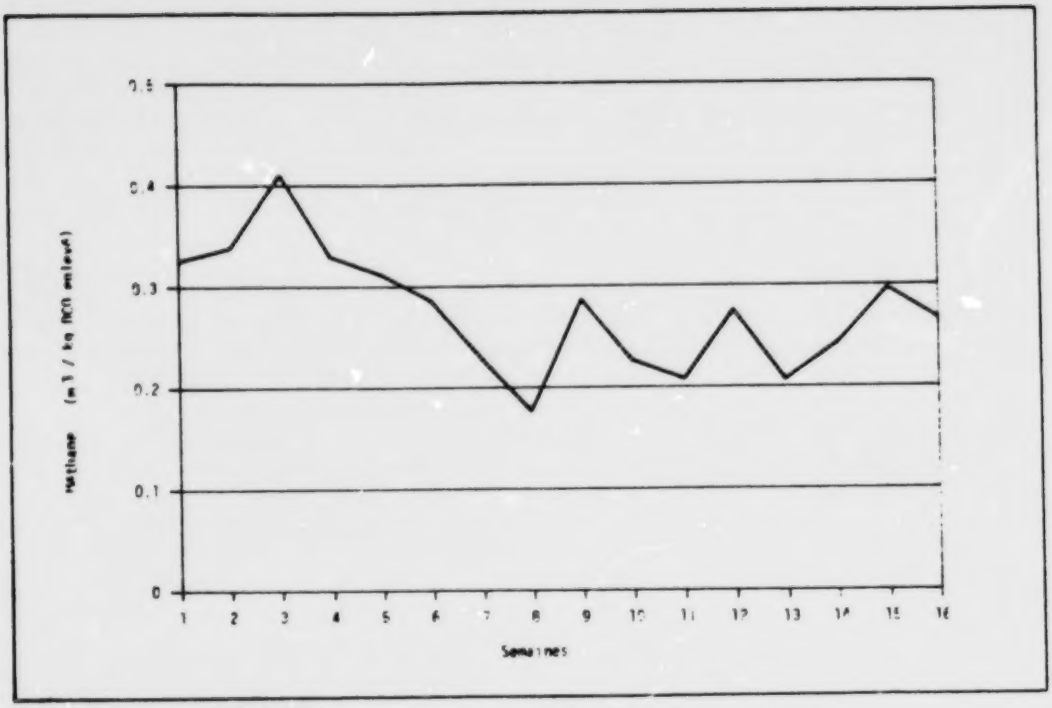


FIGURE 4 BIOGAZ

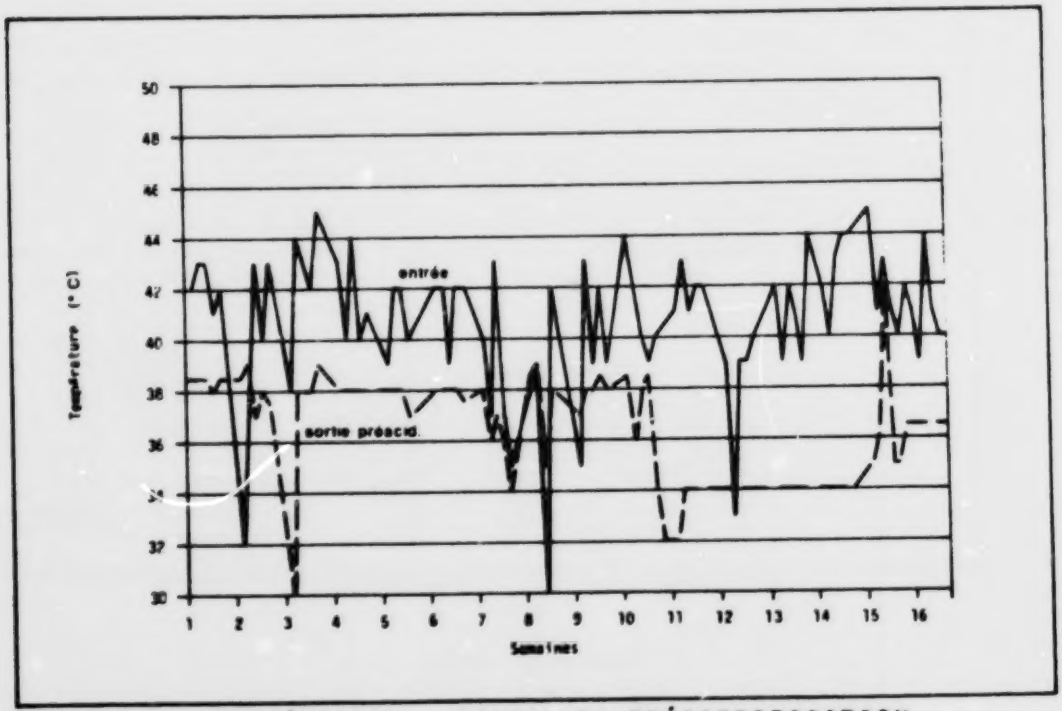


FIGURE 5 TEMPÉRATURE - BASSIN DE PRÉACIDIFICATION

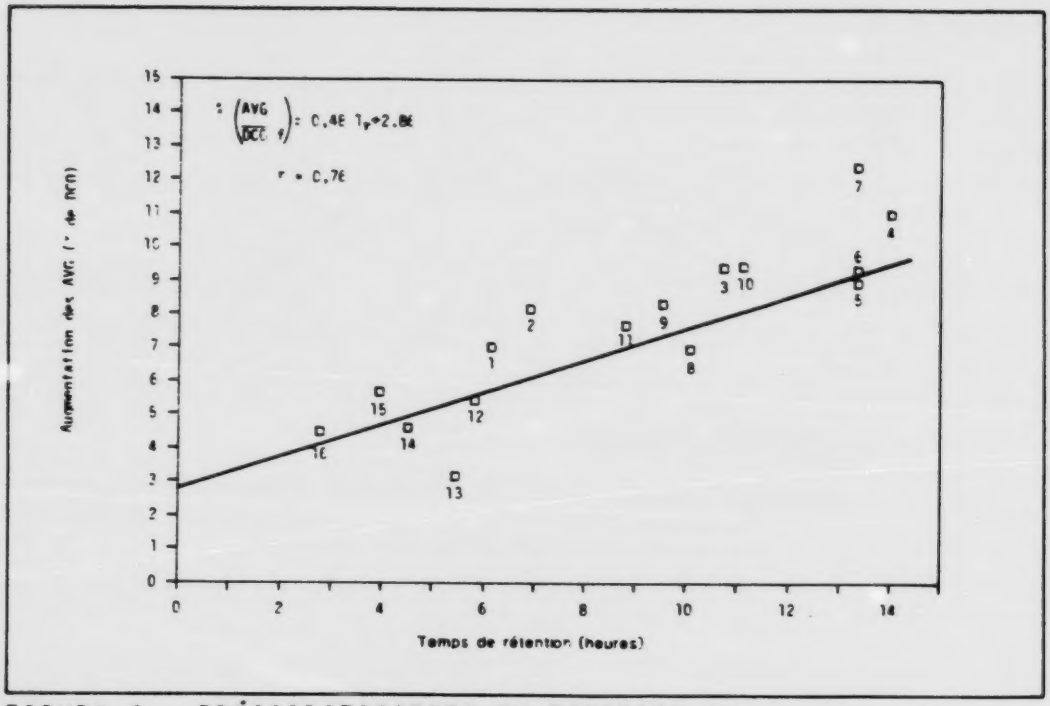


FIGURE 6 PRÉACIDIFICATION EN FONCTION DU TEMPS DE RÉSIDENCE

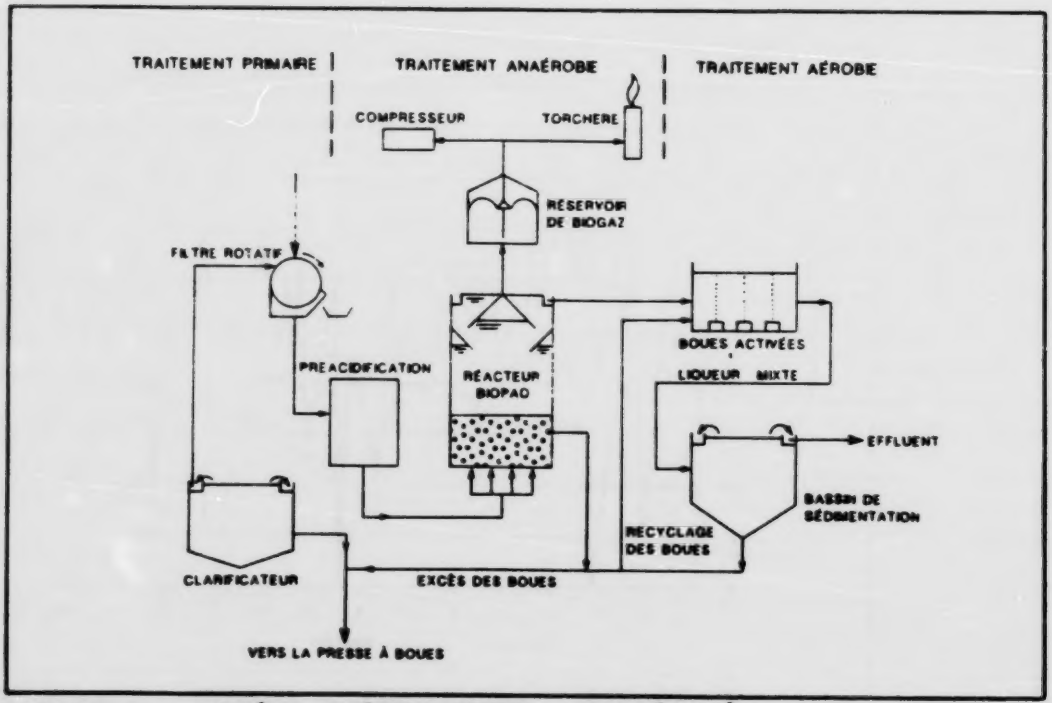


FIGURE 7 SCHÉMA D'ÉCOULEMENT - SYSTÈME À L'ÉCHELLE INDUSTRIELLE

4) Le réservoir de préacidification sert surtout de bassin tampon pour abaisser la température et régulariser les caractéristiques de l'affluent. Dans une moindre mesure, une acidification d'environ 10% a lieu lorsque le temps de rétention est de 10 heures.

CONCEPTION DU SYSTEME À ÉCHELLE INDUSTRIELLE

Critères de conception

La Figure 7 illustre les installations proposées pour le système à l'échelle industrielle. Les paramètres de conception dérivés de l'essai pilote et les performances anticipées paraissent au Tableau 2.

Objectifs de conception

Pour des fins de conception, les objectifs de traitement suivants sont visés pour l'effluent du système BIOPAQ avant que celui ci soit rejeté dans les eaux du lac Témiscouata:

- DBO_5 filtrée 50 mg/l
- MES 50 mg/l

TABLEAU 2: CRITÈRES DE CONCEPTION DU SYSTÈME À ÉCHELLE INDUSTRIELLE

Paramètres de conception	
Débit d'entrée	20 m^3/j (6 j/sem) 3000-3400 m^3/j (1 j/sem)
pH	6,2
Taux de charge organique moyen	10,5 kg DCO/m^3/j
Température	40°C
DCO non-filtrée	6000 mg/l
DBO_5 filtrée	1700 mg/l
Solides en Suspension	300 mg/l
Solides totaux	4000 mg/l
Performances anticipées	
Enlèvement de DBO_5	75%
Enlèvement de DCO	50%
Production de biogaz	100 m^3/h
Qualité de biogaz	
Méthane	80%
Dioxyde de Carbone	19%
Anaydryde Sulfureux	0,5%

Détail de la conception

Filtre rotatif. Un filtre rotatif de 30 mesh est prévu afin de parer aux problèmes de fonctionnement du décanteur et de retirer les fibres, copeaux, et autres matières non organiques difficiles à décomposer qui pourraient affecter le rendement du BIOPAQ.

Réservoir de préacidification. Un réservoir de 2250 m^3 est prévu afin d'acidifier les eaux et d'égaliser la charge hydraulique. En effet, il est prévu que le débit passe de 95 m^3/h à 190 m^3/h durant 8 heures à raison de 1 journée par semaine. Le volume excédentaire sera accumulé et traité graduellement le reste de la semaine de façon à vider le réservoir avant que le débit ne double à nouveau. Le temps de résidence moyen est estimé à 10 heures, ce qui contribuerait à une acidification de 10%.

Réacteur BIOPAQ. Un réacteur de 1000 m^3 est prévu. Le réacteur proposé inclut le nouveau concept de séparateur triphasique en polyéthylène à haute densité. Ce nouveau séparateur nécessite moins d'espace pour le même rendement. Un volume de 220 m^3 de boues est prévu pour démarrer le système.

Contrôle de pH. Le pH des eaux à l'entrée du réacteur sera contrôlé par l'addition de soude caustique. L'ajout se fera en aval du réservoir de préacidification.

Polissage par boues activées. Le système BIOPAQ peut réduire la DBO_5 de 75% ce qui devrait laisser une concentration résiduelle d'environ 400 mg/l. Afin de respecter l'objectif de rejet de 50 mg/l, un polissage par boues activées est suggéré. Le polissage permettra aussi d'enlever les MES, ce que le système BIOPAQ ne peut réaliser que partiellement. En voici les spécifications:

bassin d'aération		
- diamètre	:	13,7 m
- profondeur	:	7,6 m
- temps de rétention	:	10,5 h
bassin de sédimentation		
- diamètre	:	13,7 m
- profondeur	:	4,3 m
- temps de rétention	:	6 h
production de boues	:	1400 kg/j

Refroidissement des eaux brutes. A l'occasion, les eaux brutes du réservoir de préacidification auront besoin d'être refroidies en dessous de 39°C avant d'entrer dans le réacteur. Les eaux de refroidissement proviendront de l'effluent du traitement aérobie (≈ 30°C) et seront ajoutées entre le réservoir de préacidification et le réacteur.

Contrôle du procédé. Tout le contrôle sera automatique. Un micro-ordinateur de type IBM-PC industriel est prévu pour

l'acquisition et le traitement direct des données. Ces installations serviront au contrôle du pH, de température, du dosage des éléments nutritifs et à l'acquisition de toute autre information pertinente.

Eléments nutritifs. Les éléments nutritifs (azote et phosphore) seront ajoutés dans le réservoir de préacidification selon un rapport inférieur à 350: 5:1, qui représente le rapport massique maximal (DCO non-filtrée enlevée:azote:phosphore). Un réservoir d'ammoniaque et d'acide phosphorique fourniront l'azote et le phosphore requis.

Biogaz. La production de biogaz atteindra environ 100 m^3/h et sera composé de méthane à 80%. Ce biogaz sera collecté dans un réservoir d'égalisation et comprimé à 70 kPa (10 psi) avant d'être retourné à l'usine. Une torchère brûlera les excédents de biogaz.

Recirculation. Des équipements de recirculation sont prévus pour recirculer l'effluent en cas d'arrêt des opérations de l'usine de pâtes et papiers. La recirculation permettra ainsi de maintenir une activité réduite dans le réacteur et d'éviter le gel des conduites durant l'hiver.

COÛTS D'INVESTISSEMENT ET D'OPÉRATION

Coûts d'investissement initial

La précision de tous les estimés est de l'ordre de ± 20%. L'investissement requis pour le traitement anaérobie devrait se chiffrer à environ 2,2$ millions tandis que la portion de traitement aérobie en coûtera 1,97$ millions pour un total de 4,17$ millions. Ces coûts comprennent l'approvisionnement en pièces et matériaux, la construction des installations et les services de support technique pour le démarrage.

Coûts d'opération

Les coûts d'opération annuels s'élèvent à environ 90 000$ pour le traitement anaérobie et à 40 000$ pour les boues activées et sont présentés au Tableau 3.

Ces coûts sont contrebalancés par des REVENUS ANNUELS estimés à 140 000$ générés par la récupération du biogaz. Les coûts d'opération sont reliés au pompage de eaux, à l'ajout des éléments nutritifs et au contrôle de pH pour la portion anaérobie. En ce qui concerne le polissage par boues activées, les coûts d'opération découlent des besoins en énergie pour l'aération, de l'addition d'éléments nutritifs et de l'élimination des boues.

TABLEAU 3: COÛTS D'OPÉRATION DU SYSTÈME PROPOSÉ

Traitement anaérobie	Total: 91 325$
Energie totale	11 725$
Eléments nutritifs (ammoniaque et acide phosphorique)	38 000$
Equilibre de pH (soude caustique)	41 600$
Revenus générés par le biogaz	(140 000$)
Polissage aérobie	**Total: 39 340$**
Aération	10 560$
Eléments nutritifs (ammoniaque et acide phosphorique)	21 130$
Elimination des boues	7 650$

Comparaison avec un traitement complet par boues activées

Afin de vérifier le bien-fondé économique du système de traitement proposé, les coûts d'investissement et d'opération d'un traitement complet par boues activées ont été évalués sur les mêmes bases que les coûts correspondant au polissage. Le coût d'investissement global s'élève à 4 446 000$. Les coûts d'opération se chiffre à 232 000$ par an et se répartissent comme suit:

TABLEAU 4: COÛTS D'OPÉRATION - SYSTÈME DE BOUES ACTIVÉES

DESCRIPTION	COUTS
Pompage	11 725$
Macération	56 350$
Eléments nutritifs (acide phosphorique et ammoniaque)	40 675$
Polymères d'épaississement	77 000$
Elimination des boues	46 200$
TOTAL	**231 950$**

Un écart de 270 000$ existe donc en faveur du système anaérobie/aérobie au point de vue de l'investissement initial. En termes de coûts annuels d'opération, le biogaz généré par le système proposé permet de réaliser des économies annuelles substantielles de l'ordre de 240 000$.

CONCLUSION

L'essai pilote BIOPAQ s'est poursuivi sur une période de huit mois pour traiter les effluents de Papier Cascades. L'essai a permis de vérifier que le système BIOPAQ pouvait résister à des variations importantes des caractéristiques des eaux usées. Durant l'essai pilote, du biogaz a été généré à raison de 0,3 m^3 de CH_4 par kilogramme de DCO enlevé. L'optimisation du système a permis d'établir un taux de charge de 10,5 kg de DCO par mètre cube de réacteur par jour comme critère de conception avec un taux d'enlèvement en DBO_5 de plus de 75%. Pour que les eaux de rejet puissent présenter des caractéristiques en-deça des objectifs visés (50 mg/l DBO_5 et MES), un polissage par boues activées est suggéré.

Le coût d'investissement global pour le système anaérobie-aérobie est 4 190 000$. Les coûts d'opération seront absorbés par les revenus générés de la production de biogaz.

Si on compare cette alternative à un système par boues activées, on constate que les coûts d'investissement sont semblables. Toutefois, un écart annuel approximatif de 250 000$ existe entre les deux alternatives pour les coûts d'opération, en faveur du traitement combiné.

REMERCIEMENTS

Les auteurs désirent remercier la Société Québécoise d'Assainissement des Eaux, le Ministère de l'Environnement du Québec, l'Office de Planification du Québec et Papiers Cascades pour leur support financier grâce auquel cette étude a été rendue possible.

RÉFÉRENCES BIBLIOGRAPHIQUES

(1) Dumontier, M., M. Berli et D. Maat, "Application des digesteurs anaérobies UASB et de type I-C dans le traitement des effluents de pâtes et papiers". Journal des pâtes et papiers. 2 (4): 39-44 (1986).

(2) Dumontier, M., M. Pelletier et R. Lagacé. "Procédé UASB de digestion anaérobie appliqué aux effluents de pâtes et papiers: résultats d'un essai pilote", présenté aux Assises Annuelles de l'AQTE, Montréal, mars 1987.

(3) Dumontier, M. et M. Pelletier. " Résultats d'un essai pilote de digestion anaérobie des effluents d'une usine québécoise de pâtes et papiers", présenté à la Conférence 1987 de l'Association Canadienne des Producteurs de Pâtes et Papiers. Pointe-au-Pic, juin 1987.

(4) Standards Methods for the Examination of Water and Wastewater. 16e ed. APHA, AWWA, WPCF. Washington, 1985.

INDUSTRIAL WASTEWATER CYANIDE REMOVAL BY THE SO_2-AIR PROCESS

E.A. Devuyst and B.R. Conard

Inco Ltd., Sheridan Park, Mississauga, Ontario, L5K 1Z9

ABSTRACT

The treatment of waste water by the Inco SO_2-air catalytic oxidation process for the removal of cyanide has found wide commercial application.

Basic principles of the process are reviewed and typical laboratory results are presented. After a successful pilot plant operation at Campbell Red Lake in Ontario, the process was implemented commercially at seven gold operations and one electroplating operation. Four of these operations are described in some detail. At Equity Silver, (B.C.) tailings are treated from a 10,000 tpd CIL scavenger operation using liquid SO_2 and air, which achieves routinely <1 ppm CN_T from 125 mg/L in a continuous single stage reactor. At Mt. Skukum (Yukon) total tailings from a 300 tpd gold operation are treated using $Na_2S_2O_5$ and air in a series of Denver flotation cells. At Sherrgold (Lynn Lake), pit water is treated in tanks equipped with Galigher flotation agitators before discharge to the environment. At Kuntz electroplating (Kitchener, Ontario) cyanide-containing waste streams are treated with $Na_2S_2O_5$ and air to achieve <1 mg/L CN_T.

The process operation is compared with other technologies in terms of efficiency and cost.

INTRODUCTION

The Inco process for continuous cyanide removal from industrial wastewaters was patented in 1984 by G.J. Borbely, et.al. (1). The process requires SO_2 (gas, liquid or sulfite salt or solution) in the presence of air as an oxidant and lime for pH control. Copper in solution is essential as a catalyst for cyanide oxidation. The Inco process has found wide application in gold and plating industries and has significant advantages over other commercial processes in the completeness of cyanide removal, improved safety, and lower reagent requirements and costs.

PROCESS CHEMISTRY

The SO_2-air process has been extensively described in several recent Inco publications (2-8).

Both free and complexed cyanide are oxidized to cyanate (CNO^-) in the pH range 8 to 10 and at ambient temperature. The oxidation closely follows the stoichiometry of the following overall reaction:

$$CN^- + SO_2 + O_2 + H_2O \rightarrow CNO^- + H_2SO_4 \qquad (1)$$

The cyanide oxidation reaction is catalyzed by the presence of copper in solution which when present in insufficient concentration must be added in a soluble form.

Cyanide bound to iron is removed by precipitation as a ferrocyanide insoluble salt. Metals in solution, other than iron, are removed as hydroxides.

Thiocyanate and thiosalts are incompletely oxidized in the process. Therefore considerable reagent savings are realized by the process compared with other less selective oxidizing agents such as chlorine and ozone.

LABORATORY RESULTS ON INDUSTRIAL EFFLUENTS

Details of successful laboratory treatment of a wide variety of Canadian gold and/or silver mill effluents, as well as miscellaneous effluents such as flotation tailings and coke oven and blast furnace scrubber waters were reported in previous publications (2-4). Canviro Consultants have also reported results on the application of the Inco SO_2-air process to a variety of Canadian gold mill barren solutions and effluents from metal finishing operations (9).

To date, Inco has successfully tested over fifty different effluents without failure, but treatment conditions and control strategy vary considerably. Laboratory treatment results of four selected industrial operations which currently use the Inco SO_2-air process are summarized in Table 1. Also included are results of treatment of Campbell Red Lake barren solution carried out during piloting of the Inco SO_2-air process.

Gold mill waste streams generally contain, in addition to free cyanide, variable amounts of thiocyanate, and copper, nickel, iron and zinc cyano-complexes. In many instances, the effluents also contain tailings solids in the range 30 to 45 wt.%. The results show that CN_T (total cyanide) was consistently removed from feeds containing 10 to 940 mg/L down to <1 mg/L. Oxidation of SCN^- was limited to 10-20%. Metals such as Cu, Fe, Ni and Zn were removed to <1 mg/L with occasional higher concentration of Cu due to its slow hydrolysis. Reagent requirements varied depending on the type of feed, but generally were in the range 2 to 5g SO_2/g CN_T. Lower than the stoichiometric requirement of 2.46g SO_2/g CN_T is possible in effluents containing a large portion of the CN_T in the form of ferro-cyanide which does not require oxidation for its removal.

An example of treatment of an electroplating rinse water from Kuntz, Kitchener, Ontario is also shown in Table 1. Plating wastestreams contain, in addition to free cyanide, variable amounts of metal cyano-complexes, the nature of which depend on the type of plating bath considered. The results presented here are for an Endox rinse water containing Cu and Fe as major metal cyano-complexes.

PILOT PLANT RESULTS

Starting in February, 1982, piloting of the Inco SO_2-air process was carried out on barren bleed solution at a facility constructed at Campbell Red Lake Mines Ltd., Ontario, and was operated by Inco personnel for a total of five weeks.

Based on laboratory testwork, the circuit comprised two reactors operated in series with solids removal (required because of high nickel content in the effluent) between stages. Liquid SO_2 from one ton cylinders was metered into an air stream and the gaseous mixture was supplied to each of the reactors. A pH electrode in each reactor was used to control lime addition to maintain the pH set-points. Agitation and air dispersion was provided by means of Denver flotation devices.

Typical results achieved at Campbell Red Lake are given in Table 2. Detailed results of the campaign are available in a separate Inco Publication (5). Cyanide was removed from an average of 890 mg/L in the feed to <0.7 mg/L in the second stage effluent using 3.6g SO_2/g CN_T. There was very good agreement between pilot plant and laboratory results (Table 1) when operating under the same conditions.

COMMERCIAL INSTALLATIONS

Since 1982, the Inco SO_2-air cyanide removal technology has been applied in eight commercial installations in Canada. Three of these, namely Scottie Gold, Baker Dupont of Canada and Carolin, have ceased cyanide operations. These commercial operations were described in some detail in previous publications (6-8). Four current operations are described in more detail in this paper. By the end of 1988, at least four additional gold mines will be commissioned using the Inco SO_2-air process, one of which will be located in California.

Equity Silver Mines

In January 1985, Equity Silver Mines, Houston, B.C., began operating a CIL circuit to scavenge gold from flotation tailings. Today the plant can handle up to 10,000 tpd of tailings at 35-40 wt.% solids. An Inco SO_2-air cyanide destruction circuit was installed to minimize the deleterious effects on reclaim water in the flotation stage. The slurry fed to the destruction circuit is typically about 125 mg/L CN_T and the product of cyanide destruction is typically less than 1 mg/L CN_T (Table 2). Equity uses liquid SO_2 from Cominco in Trail, B.C., in 28 tonne shipments, with 16 tonnes in a truck tanker, and 12 tonnes in a pup tanker. The liquid SO_2 flowrate to the cyanide destruction tank can be varied from 0 - 1000 kg/hr with an electro pneumatic positioner adjusted by remote control. Air and liquid SO_2 merge before entering the reactor. Redox and pH electrodes are suspended in the cyanide destruction reactor, and readings are displayed on chart recorders on a control panel. A cyanide destruction pH of 8.5 is desired and large deviations are indicative of process upset. Typical reagent consumptions are 3.5-4.0g SO_2/g CN_T and 0.1g Cu^{2+}/g CN_T or 300-350 kg SO_2 and 45 kg $CuSO_4.5H_2O$ per hour.

Mount Skukum Gold Mines

The Mount Skukum gold cyanidation mill in the Yukon was commissioned in April of 1986 with a projected capacity of 300 tpd. Gold recovery is by standard Merrill Crowe zinc cementation and washed tailings solids and barren solution are produced. The washed solids contain sufficient barren solution to provide the required bleed and therefore only fresh water repulped tailings have to be detoxified.

A two stage cyanide destruction circuit equipped with flotation devices for agitation and air dispersion was available at the mill. The circuit provides 40 minutes retention for tailings at 35 wt.% solids. Sodium metabisulfite was selected as the SO_2 reagent because of the remote location and small scale operation. A preferred pH range of 8.0 to 8.5 is maintained by acidifying repulp water because at Mount Skukum the tailings contain excess base over the acid produced during cyanide oxidation.

Typical average results are shown in Table 2. Cyanide is removed from 100 mg/L CN_T to below 1 mg/L. Residual Cu and Fe are also below 1 mg/L after treatment. Reagent consumptions are typically 3.5-4.0g SO_2/g CN_T and 0.25 Cu^{2+}/g CN_T. Most of the added Cu^{2+} is for the removal of iron cyanide as $Cu_2Fe(CN)_6$.

Sherrgold MacLellan Operation

The Sherrgold, Lynn Lake, Manitoba, cyanide destruction circuit was put on stream in June, 1987. Gold recovery at the mine is by CIP and the tailings disposal system makes use of a 250 feet deep existing open pit. As the pit fills the surplus water is pumped partly back to the mill, as reclaim water, and partly to old mine underground workings. The cyanide destruction circuit was designed, engineered and constructed

by Sherritt Gordon, closely following recommendations by Inco Tech (a Division of Inco Ltd) based on in-house and laboratory test data.

Pit water is pumped to a first destruction stage where SO_2 is added as a $Na_2S_2O_5$ aqueous solution. Copper is provided as a $CuSO_4$ aqueous solution. Air addition is done to six individual flotation mechanisms. The tank has an operating volume of 16 m^3 providing 10 minutes solution retention at the maximum 100 m^3/h pit water feedrate. A lime slurry is used for automatic pH control.

Solution overflows into an identical second stage where base metals are precipitated as hydroxides by pH adjustment. No air or $Na_2S_2O_5$ is added in this stage.

Treated water overflows to a series of settling pits and clarified solution is pumped to a settling pond for additional retention before ultimate discharge to the Lynn river. During the start up, treated effluent was pumped back into the pit.

Typical results achieved in the plant are summarized in Table 2. Cyanide was removed from 30 mg/L CN_T to 0.1 mg/L CN_T and Cu and Ni were removed to 0.1 and 0.4 mg/L, respectively. Reagent consumptions were similar to those observed in the laboratory at 5.2g SO_2/g CN_T and 0.17g Cu/g CN_T.

Kuntz Electroplating Inc.

Cyanide destruction on Kuntz plating wastewaters, Kitchener, Ontario, was started in October, 1986. Two stirred 600 gallon available circular tanks in series are used with aeration below the impeller blades. Two types of plating wastes are treated, but either one or the other is being treated at any particular time. At Kuntz, $Na_2S_2O_5$ is used as the SO_2 reagent and copper, if needed, is added as an available acid copper rinse water. Sodium hydroxide is used for pH control. All reagents are added to the first reactor and air only to the second reactor. Treated effluents join existing cyanide free wastewater streams for neutralization and settling of solids.

Typical results for a copper-iron-nickel containing plating rinse water are given in Table 2. Cyanide was removed from 151 mg/L to 0.2 mg/L CN_T. Copper was removed from 90 mg/L to 1.2 mg/L and residual Fe and Ni in the treated effluent were about 0.2 mg/L. Consumption of SO_2 was 4 g/g CN_T.

OPERATING COSTS

As an example of the significant differences between the Inco SO_2-air process and H_2O_2 or alkaline chlorination in terms of reagent costs, consider a gold operation milling 1000 MT/d and treating a 33 wt.% solids pulp containing 250 mg/L CN_T, 250 mg/L SCN^- and 100 mg/L $S_2O_3^=$, as well as some soluble metals. Using reagent costs in Cdn $/MT of 200 for liquid SO_2, 800 for $Na_2S_2O_5$, 100 for lime (as $Ca(OH)_2$), 1450 for $CuSO_4.5H_2O$, 1850 for H_2O_2 (as 100% H_2O_2) and 800 for Cl_2 (varies with location) and the theoretical reagent stoichiometries and efficiencies

shown in Table 3, treatment costs per MT have been calculated. Reagents for SCN^- and $S_2O_3^=$ for the SO_2-air process are based on 10% oxidation of SCN^- to CNO^- and on 100% oxidation of $S_2O_3^=$ to $S_4O_6^=$. Reagent for SCN^- for the H_2O_2 process is also based on 10% oxidation of SCN^-.

The calculations in Table 3 show substantial reagent cost savings of the SO_2-air treatment options over H_2O_2 and alkaline chlorination, even when a licencing fee of 33 cents per kg SO_2 for the Inco SO_2-air process is included. The above cost estimates are for barren solution. Additional savings are possible when treating total tailings using SO_2-air because of increased reactivity of H_2O_2 and Cl_2 with tailings solids.

REFERENCES

(1) G.J. Borbely, et.al., "Cyanide Removal from Aqueous Streams", Can. Patent 1,165,474, April 10, 1984. Covered by South African Patent 82/0372, UK Patent 2091713B, US Patent 4,537,686, Aug. 27, 1985 and Patent Applications pending in other countries.

(2) Devuyst, E.A., Ettel, V.A. and Borbely, G.J., "New Method for Cyanides Destruction in Gold Mill Effluents and Tailing Slurries", presented at the 14th Annual Operators Conference of the Canadian Min Processors Div. of the CIM Ottawa, Ontario, Jan. 19-21, 1982.

(3) Devuyst, E.A., Ettel, V.A., and Borbely, G.J., "New Process for Treatment of Waste Waters Containing Cyanide and Related Species", Paper presented at the AIME Annual Meeting, Dallas, Texas, Feb. 14-18, 1982.

(4) Devuyst, E.A. et.al., "A New Process for the Treatment of Waste Waters Containing Cyanide and Related Species", Paper presented at the 21st Annual Conf. of Met., Toronto, Ontario, Aug. 29-Sept., 1982.

(5) Devuyst, E.A., Conard, B.R. and Ettel, V.A., "Pilot Plant Operation of the Inco SO_2/Air Cyanide Removal Process", Paper presented at the 29th Ontario Ind. Waste Conf., Toronto, Ontario, June 13-16, 1982 and published in Canadian Mining Journal, August 1982, pp. 27-30.

(6) Devuyst, E.A., Hudson, W., and Conard, B.R., "Commercial-Scale Trials of the Inco SO_2/Air Cyanide Removal Process", Paper presented at the Canada/EC Seminar, Treatment of Complex Minerals, Ottawa, Ontario, Oct. 12-14, 1982.

(7) Devuyst, E.A., Conard, B.R. and Hudson, W., "Industrial Application of the Inco SO_2/Air Cyanide Removal Process", Paper presented at the first International Symposium on Precous Metals Recovery, Reno, Nevada, June 10-14, 1984.

(8) Devuyst, E.A., Conard, B.R. and Hudson, W., "Commercial Operation of Inco's SO_2/Air Cyanide Removal Process", Conference on Cyanide and the Environment, Tucson, Arizona, December, 1984.

(9) Nutt, S.G. and Zaidi, S.A., "Treatment of Cyanide-Containing Wastewaters by the Copper-Catalyzed SO_2/Air Oxidation Process", Paper presented at the 38th Annual Purdue Ind. Waste Conf., May 10-12, 1983.

TABLE 1

LABORATORY CYANIDE REMOVAL RESULTS
FROM CONTINUOUS TREATMENT

Company	Type of Effluent	Stream	Total Retention (min)	pH	Assays (mg/L)						Reagents (g/g CN_T)		
					CN_T	SCN	Cu	Fe	Ni	Zn	SO_2	Lime	Cu^{2+}
Campbell Red Lake	Barren Solution	Feed	60	11.1	940	230	39	118	20	63			
		Effluent		10.0	0.7	190	0.6	0.2	0.4	<0.2	3.0	5.1	0.15
Equity	Scavenger Tailings(30%)	Feed	30	10.0	195	120	42	25	1.2	-			
		Effluent		8.0	0.4	100	1.1	<0.2	0.2	-	3.8	3.5	0.25
Mount Skukum	Tailings (45% solids)	Feed	40	9.8	215	-	3.0	40	-	1.2			
		Effluent		8.0	0.3	-	0.2	0.1	-	0.1	2.1	1.0	0.50
Sherrgold	Pit Water	Feed	20	8.7	12.6	33	1.5	-	7.0	-			
		Effluent		9.9	0.6	30	0.4	-	0.5	-	4.8	5.0	0.40
Kuntz	Electroplating Rinse Water	Feed	100	-	100	-	5.4	4.5	0.6	-			
		Effluent		8.5	2.1	-	3.2	0.6	0.1	-	3.6	2.7	0.50

TABLE 2

INDUSTRIAL CYANIDE REMOVAL RESULTS
(CONTINUOUS MODE)

Company	Type of Effluent	Stream	Flow (m^3/h)	Total Retention (min)	pH	Assays (mg/L) CN_T	SCN	Cu	Fe	Ni	Zn	Reagents (g/g CN_T) SO_2	Lime	Cu^{2+}
Campbell Red Lake*	Barren Solution	Feed	4	60	10.5	665	145	62	35	50	78			
		Effluent			9.8	0.7	130	0.5	0.2	0.2	0.2	3.6	5.4	0.07
Equity	Scavenger Tailings(40%)	Feed	640	45	11.0	125	-	35	2.0	-	-			
		Effluent			8.5	0.9	-	1.0	<0.2	-	-	3.5	-	0.10
Mount Skukum	Tailings (35% Solids)	Feed	27	40	11.0	100	-	5.0	15	-	-			
		Effluent			8.2	0.9	-	<1.0	<0.2	-	-	3.8	0	0.25
Sherrgold	Pit Water	Feed	70	30	8.7	30	-	5.5	<0.1	11	<0.1			
		Effluent			9.5	0.1	-	0.1	<0.1	0.4	<0.1	5.2	7.6	0.17
Kuntz	Electroplating Rinse Water	Feed	0.1	60	9.5	151	-	90	2.8	9.7	<0.2			
		Effluent			8.5	0.2	-	1.2	<0.2	0.2	<0.2	4.0	-	0

* Pilot Plant

TABLE 3

EXAMPLE OF REAGENT SAVINGS

BARREN SOLUTION

Basis: 1,000 MT/D Milled (33% solids)
2 lbs/MT NaCN
Barren Solution: 250 mg/L CN_T^-
250 " SCN^-
100 " $S_2O_3^=$

	SO_2-Air			SO_2-Air			H_2O_2		Cl_2	
	SO_2(L)	Lime	$CuSO_4.5H_2O$	$Na_2S_2O_5$	Lime	$CuSO_4.5H_2O$	H_2O_2	$CuSO_4.5H_2O$	Cl_2	Lime
Theoretical(g/g CN_T)										
CN_T	2.46	2.77		3.73	1.42		1.31		2.73	2.85
SCN	0.44	0.62		0.67	0.38		0.23		4.89	6.38
S_2O_3	0.11	0		0.17	-0.13		0.48		1.02	1.32
Total (g/g CN_T)	3.01	3.39	0.5	4.57	1.67	0.5	2.02	0.5	8.64	10.6
Efficiency (%)	80	70	100	90	75	100	50	100	85	75
Actual (g/g CN_T)	3.76	4.90	0.5	5.07	2.23	0.5	4.04	0.5	10.2	14.1
Cost ($/MT)*										
Reagents		0.99			2.50			4.10		4.78
Licence		0.62			0.55			0		0
Total		1.61			3.05			4.10		4.78

* Canadian

ANAEROBIC FILTER TREATMENT OF AN ABATTOIR EFFLUENT

John Harrison
Environment Canada
Regina, Saskatchewan

Hal Sommerstad
Environment Canada
Regina, Saskatchewan

Dr. T. Viraraghavan
University of Regina
Regina, Saskatchewan

ABSTRACT

Studies on anaerobic upflow fixed film filters (AF) have been successful in treating warm, medium strength (1000-2000 mg/L) industrial wastes.[1] Pretreatment of slaughterhouse effluents for the reduction of solids and oil and grease, can produce an effluent of similar organic strength. To evaluate the AF process on pretreated abattoir effluent, a pilot scale demonstration was conducted during December, 1985 - July, 1987, at a small Saskatchewan abattoir.

The AF pilot plant consisted of a cylindrical tank (1.8 m high x 1.5 m in diameter) which was completely packed with **Propak** random plastic media. The surface area of this media was 105 m^2/m^3. The 90 % porosity of the media produced an initial void reactor volume of 2.7 m^3. The reactor was first seeded with 1.4 m^3 of sludge and was reseeded 166 days later with 1.8 m^3 of sludge. This sludge originated from the primary digestor of the City of Regina sewage treatment plant. A portion of the wash water from the kill floor, which excluded most of the blood and offal, was fed into the reactor from a septic tank. During the 38 day startup period, this wash water was fed at a hydraulic retention time of 5.6 days. Treatment performance of the AF was assessed by measuring the average COD (total) removed for 7 different trial treatments. The flow rate was changed for each treatment which produced different organic loading rates ($COD_t/m^3/day$) applied to the reactor.

Influent and effluent composite samples were collected with ISCO samplers over a one to four day period. These samples were routinely analyzed for COD and periodically for other parameters for wastewater characterization purposes. Chemical analyses of the wastewater was performed in accordance with APHA (1980). Grab samples were collected of the influent and effluent in sterilized bottles for the estimation of total coliforms, fecal coliforms, and fecal streptococci using the membrane filtration technique described by APHA (1985). Biogas production was recorded by a wet test gas meter. The biogas was analyzed for methane content using a gas partitioner.

Influent to the AF was representative of pretreated effluent from a large slaughterhouse and was characterized as follows: 1) COD (total) = 2189 mg/L (N=147); 2) COD (soluble) = 1410 mg/L (N=166); 3) total solids = 2554 mg/L (N=31); 4) total suspended solids = 699 mg/L (N=33); 5) oil and grease = 188 mg/L (N=9);

and 5) total kjeldahl nitrogen = 335 mg/L (N=16).

Trial 1 produced the highest COD (total) removal (77%) but at a low organic loading rate of 0.46 kg COD_t/m^3/day (4.2 day HRT). The lowest COD (total) removal (37%) was obtained, during trial 2, at an organic loading rate of 0.92 (4.8 day HRT). During trial 2, the average COD (total) of the AF influent was increased to 5619 mg/L, by the addition of blood. Other pilot scale AF studies of abattoir wastes have indicated possible toxicity problems but the cause was not identified.[2,3] Trials 3, 4, 5, 6 & 7 produced COD (total) removals of 70%, 46%, 42%, 51% and 53% respectively for corresponding organic loadings (kg COD_t/m^3/day) of 1.38, 0.86, 2.98, 0.76 and 0.55. The HRT (days) of trials 3, 4, 5, 6, & 7 were 2.32, 1.57, 0.81, 2.52, and 2.07 respectively. The reseeding of the reactor prior to trial 3 coincided with a higher treatment efficiency for trial 3, compared to trials 4, 6, & 7, despite a higher organic loading. The lower than expected COD (total) removals for trials 4, 6 & 7 may be due to the partial wash out of suspended biomass that accumulated in the bottom of the reactor.

Samples taken from side reactor ports, during trial 6, showed 90% of the soluble COD was removed in the bottom 0.5 m of the AF. Major organic removals observed in the bottom portion of upflow AF studies have been attributed to the high concentration of suspended biomass that accumulates in the bottom zone.[3,4,5]

The methane content of the biogas was 62% during trials 1-3 and 73% during trials 4-7. The methane yields (m^3 CH_4 (STP)/kg COD_t removed) for trials 4, 6, & 7 were 0.34, 0.38, and 0.33 respectively which are close to the theoretical methane yield of 0.35 m^3 CH_4 (STP)/kg COD degraded.

The reductions of total coliforms, fecal coliforms, and fecal streptococci, based on 22 paired influent and effluent samples, were 27%, 17%, and 95% respectively. The removal of microorganisms by an AF process is believed to occur primarily through filtration, adsorption of suspended microbial cells to biofilm, and the natural die-off of microorganisms under anaerobic conditions in the liquid phase.[6] For the period in which the samples were collected the HRT ranged from 0.6 to less than 4 days. Such short residence times may not allow adequate time for the above mechanisms to efficiently remove the indicator bacteria.

REFERENCES

1 Henze, M., and P. Harremoes. 1983. Anaerobic treatment of wastewater in fixed film reactors - A literature review. Wat. Sci. Tech. Vol. 15:1-101.

2 Landine, R.C., A.A. Cocci, G.J. Brown, S.R. Pyke and A.L. Steeves. Experiences with anaerobic treatment using fixed-film processes. Seminar proceedings on: Anaerobic Fixed-Film Digestion. November 5th 1986. Sponsored by Pollution Control Association of Ontario and Ontario Ministry of the Environment. pp 191-199.

3 Andersen, D. R., and L. A. Schmid. 1985. Pilot plant study of an anaerobic filter for treating wastes from a complex slaughterhouse. Presented at 40th Annual Purdue Industrial Waste Conference. Purdue University.

4 Young, J.C., and P.L. McCarty. 1969. The anaerobic filter for waste treatment. J. Water Pollut. Control Fed., 41: R165-R173.

5 Young, J.C., and M.F. Dahab (1982). Effect of media design on the performance of fixed-bed anaerobic reactors. Wat. Sci. Tech. 15:369-383.

6 Polprasert, C., and L.H. Hoang. 1983. Kinetics of bacteria and bacteriophages in anaerobic filters. J. Water Pollut. Control Fed., 55:385-391.

THE EFFECT OF ACCLIMATION ON THE RESPONSE OF ACTIVATED SLUDGE TO 4-NITROPHENOL SHOCK LOADINGS

R. Yucel Tokuz

Department of Civil, Agricultural, and Geological Engineering
New Mexico State University, Las Cruces, New Mexico

INTRODUCTION

Phenolic compounds present in industrial discharges are highly toxic and pose direct threat to humans and aquatic life. Nitrophenols are used in the manufacture of dyes and pesticides and in the synthesis of other intermediates. 4-Nitrophenol is reported to be the most toxic isomer (Sittig, 1985).

A review of literature shows that 4-nitrophenol is biodegradable, and biological removal efficiencies above 90 percent were achieved in laboratory studies utilizing "static-culture flask screening procedure" (Tabak, et al., 1983) or a batch system (Pitter, 1976). Another study comparing the performance of laboratory-scale continuous-flow activated sludge units with and without powdered activated carbon in the mixed liquor yielded 27 percent 4-nitrophenol removed efficiency for the unit without activated carbon. When activated carbon was added to the system at 100 and 300 ppm levels, 4-nitrophenol removal efficiencies of 91 and 97 percent, respectively, were obtained. In these experiments the influent 4-nitrophenol concentration was kept at 1.1 mg/L (Dunn and Hutton, 1983).

Considering the scarcity of information on the activated sludge treatment of 4-nitrophenol containing wastewaters, the objective of this study was set to assess the capacity of activated sludge process to treat these wastes, including the most adverse conditions of treatment, that is, shock loadings.

MATERIALS AND METHODS

A complete-mix, continuous-flow, laboratory-scale activated sludge unit that consists of an outer cone, an inner cone and a clarifier tube was used. The mixed liquor is lifted by compressed air in the outer cone and returns to the bottom of the unit through the inner cone. The clarifier tube is located at the center of the apparatus, and it provides a quiescent section from which the effluent is withdrawn. The total liquid volume of the system is 6 liters.

A synthetic substrate, with the composition shown in Table 1, was used during the initial phase of the study. The Chemical Oxygen Demand (COD) of this synthetic waste

Table 1. Synthetic Substrate Composition for the Initial Phase

Compound	Concentration mg/L*
Glucose	400
Powdered milk	200
Sucrose	200
Glutamic acid	50
Ethyl alcohol	2.5 mL/L
Acetic acid, glacial	0.5 mL/L
Ammonium chloride	100
Ammonium sulfate	400
Magnesium sulfate	50
Manganese sulfate	5
Calcium chloride	5
Ferric chloride	1
Potassium phosphate (monobasic)	500
Potassium phosphate (dibasic)	1000

*Except as noted

was about 5700 mg/L. During the recovery and acclimation period that followed the first shock application, the composition of the substrate was modified as shown in Table 2. The COD of this synthetic waste was about 2300 mg/L.

Table 2. Synthetic Substrate Composition for the Second Phase*

Compound	Concentration mg/L**
Glucose	400
Powdered milk	200
Sucrose	200
Glutamic acid	75
Ethyl alcohol	1.0 mL/L
Ammonium chloride	100
Ammonium sulfate	300
Magnesium sulfate	50
Manganese sulfate	5
Calcium chloride	5
Ferric chloride	1
Potassium phosphate (monobasic)	300
Potassium phosphate (dibasic)	600

* Source: Tokuz, 1987
** Except as noted

Activated sludge taken from a local wastewater treatment plant was used as seed. The hydraulic retention time of the unit was about 29±2 hours. The objective was to operate the process as an extended-aeration system, therefore, mixed liquor solids were not wasted from the system. By doing so, the elimination from the system of the

microorganisms with very slow growth rates was prevented, thus enhancing the capacity of the process to treat hazardous wastes and withstand shock loadings.

The treatment efficiency of the system was determined by monitoring influent COD and filtered effluent COD. The Mixed Liquor Suspended Solids (MLSS) of the activated sludge system was determined routinely and the samples taken from the reactor were examined under the microscope daily. Filtered effluent samples were obtained by filtering each effluent sample through a glass-fiber filter. The analytical techniques described in Standard Methods (APHA, 1980) were followed.

RESULTS AND DISCUSSION

In the first phase of the study, the activated sludge was acclimated to the substrate described in Table 1, and when the acclimation was complete, the system was subjected to a 4-nitrophenol shock loading of about 450 mg/L. The response of the system to this shock loading is shown in Table 3 and Figure 3.

Table 3. Response of Activated Sludge to a 450 mg/L 4-Nitrophenol Shock Loading

Time After the Start of Shock Loading (hr)	Filtered Effluent COD (mg/L)	MLSS (mg/L)
0	60	5500
16	1800	2035
17	1900	--
21	2220	--
22	2460	1660

About one day after the start of the shock loading, it was obvious that the system was failing, and to save the activated sludge a switch was made to a substrate similar to the one described in Table 2 but containing no glutamic acid or ethyl alcohol. The COD of

Table 4. The Recovery of the Activated Sludge After the Removal of Shock Loading

Time After the Removal of Shock Loading (days)	Filtered Effluent COD (mg/L)	COD Removal Efficiency (%)
3	592	30
4	248	70
5	132	84
6	168	80
7	83	90
8	80	91
9	84	90
10	68	92

this substrate was about 840 mg/L. The performance of the system during the first ten days of recovery is shown in Table 4.

During the next eighty-day period, the activated sludge system was acclimated to the synthetic wastewater described in Table 2. Then gradually increasing levels of 4-nitrophenol were included in the influent. The response of the activated sludge to 4-nitrophenol is shown in Figures 1 and 2 (Tokuz, 1987). The initial concentration of 4-nitrophenol was 25 mg/L, and the maximum concentration of 300 mg/L was reached in a period of about 65 days. A second 450 mg/L shock loading followed this acclimation period. The response of the system to the second shock loading is shown in Table 5 and Figure 3.

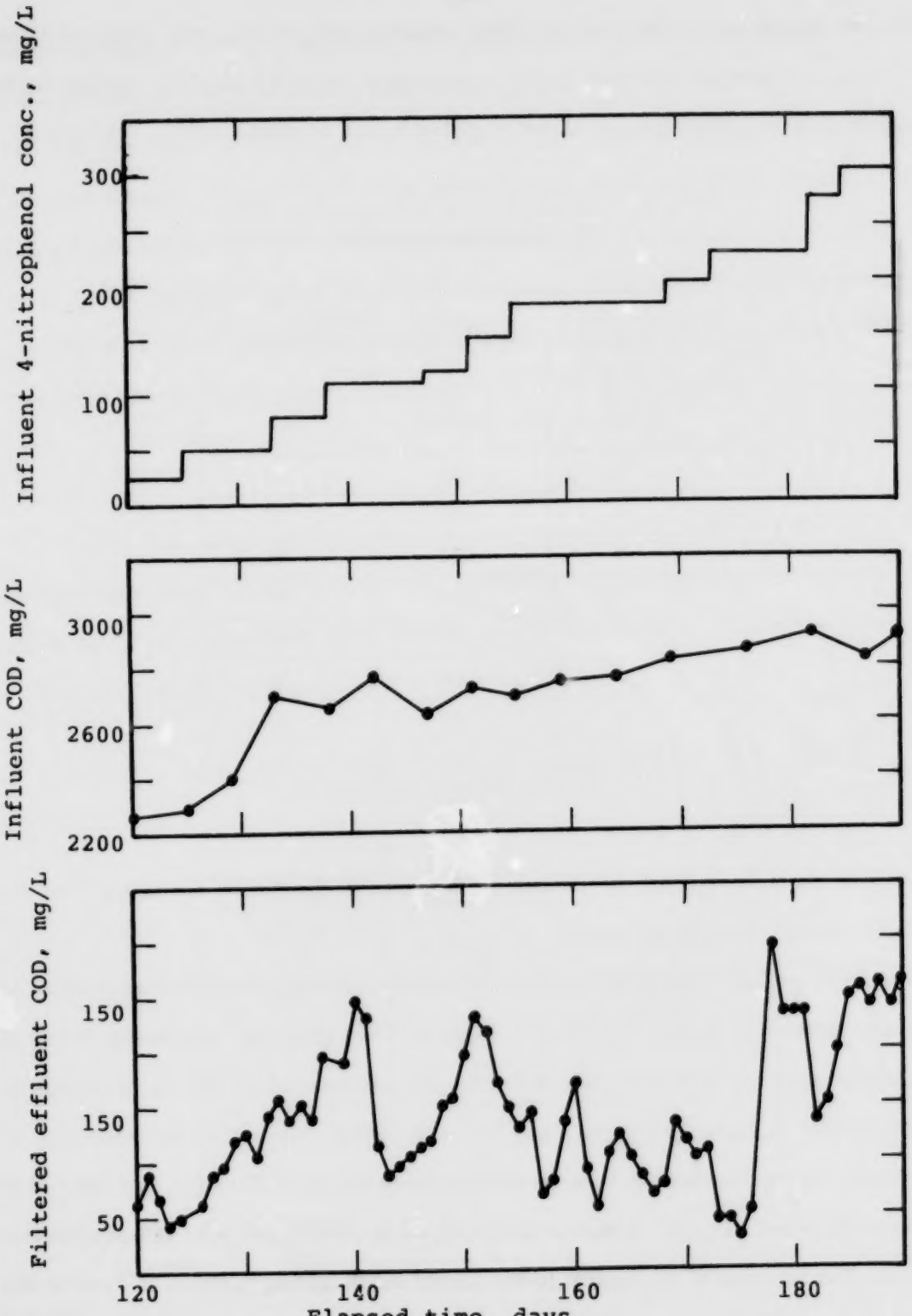


Figure 1. The response of activated sludge to 4-nitrophenol

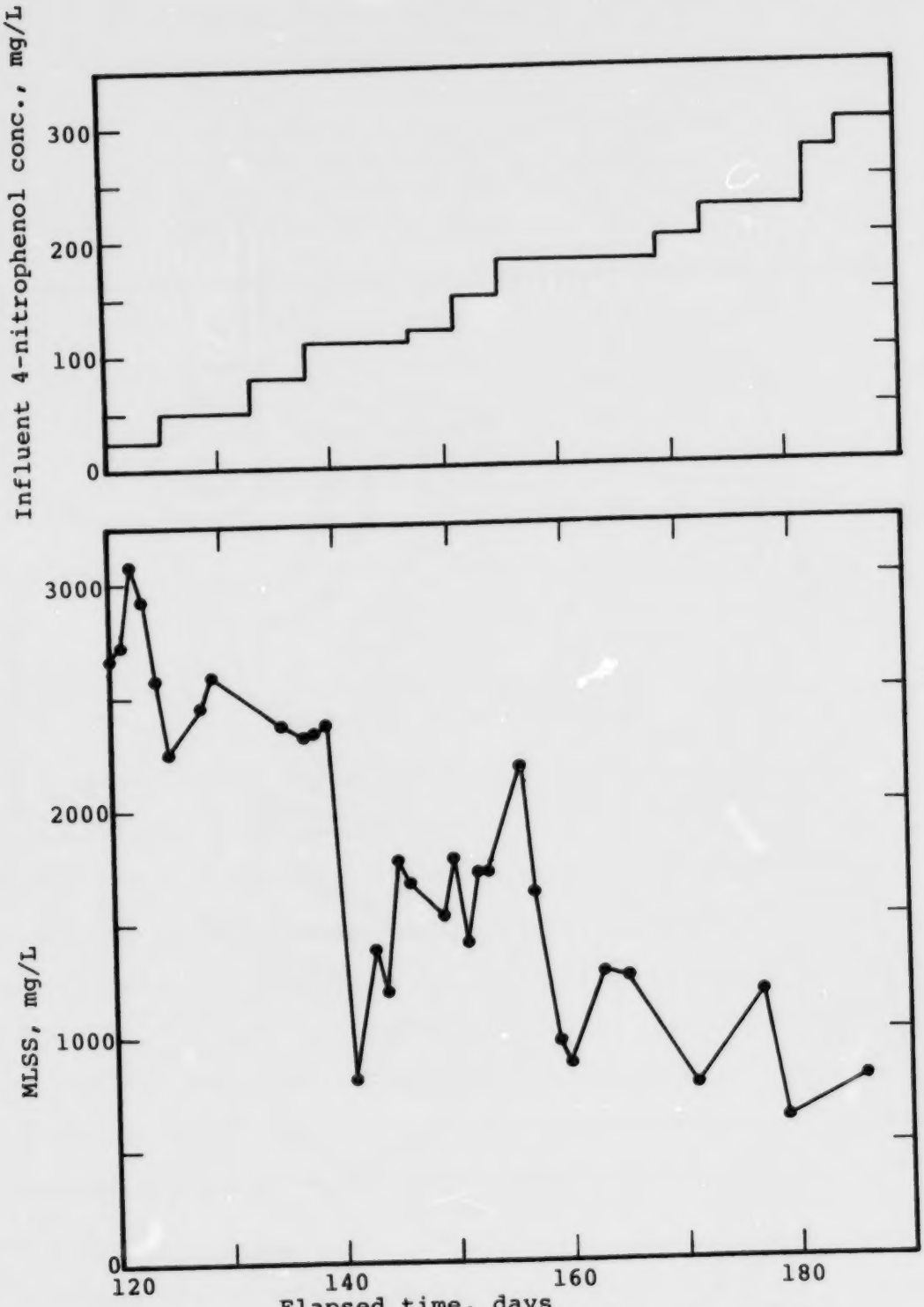


Figure 2. The effect of 4-nitrophenol on MLSS

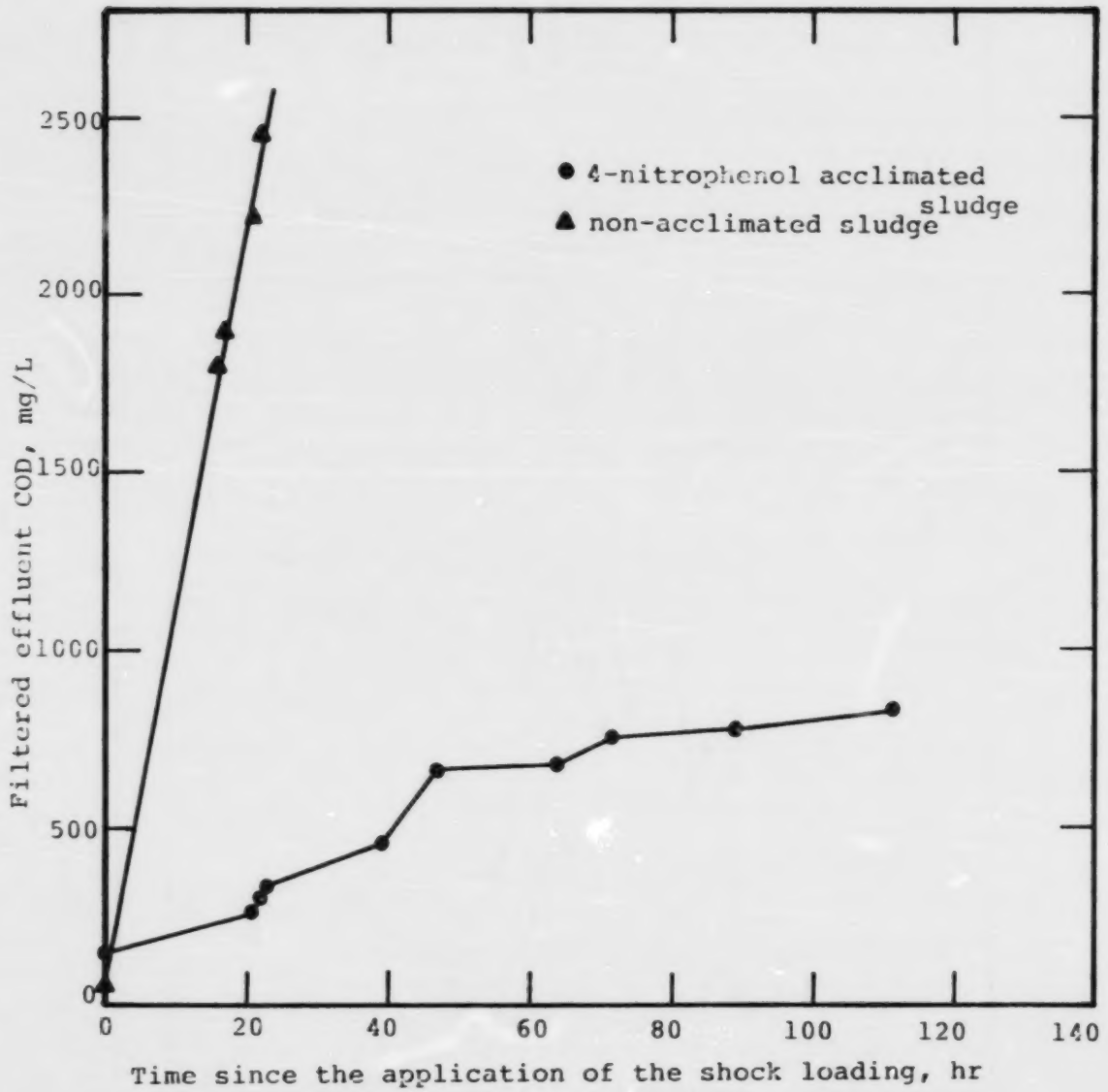


Figure 3. The response of activated sludge to 450 mg/L 4-nitrophenol shock loading

Table 5. Response of 4-Nitrophenol Acclimated Activated Sludge to 450 mg/L Shock Loading

Time After the Start of Shock Loading (hr)	Filtered Effluent COD (mg/L)
0	156
21	270
22	304
23	332
39	472
47	668
64	688
72	752
89	788
112	808

SUMMARY AND CONCLUSIONS

A laboratory-scale, continuous-flow activated sludge system was twice subjected to a 450 mg/L 4-nitrophenol shock loading. For the first shock loading no prior acclimation to 4-nitrophenol was provided. However, prior to application of the second shock loading, the system was acclimated to 300 mg/L 4-nitrophenol.

Examination of Tables 3 and 4 and Figure 3 shows that the response of the acclimated sludge to the shock loading was much more favorable, but acclimation to about 300 mg/L 4-nitrophenol did not guarantee against failure when the concentration was increased abruptly to about 450 mg/L. The only advantage of acclimation, it seems, is to delay--several days in this study--the complete failure of the system.

REFERENCES

APHA (1980). Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater, 15th Edition, American Public Health Association, Washington, D.C.

Dunn, G. F., and D. G. Hutton (1983). "The Combined Powdered Activated Carbon - Activated Sludge (PACT) Process for Toxics Control." Toxic Materials - Methods for Control, N. E. Armstrong and A. Kudo (Editors), The University of Texas, Austin, Texas.

Pitter, P. (1976). Water Res., 10, 231-235.

Sittig, M. (1985). Handbook of Toxic and Hazardous Chemicals and Carcinogens. 2nd Edition, Noyes Publications, Park Ridge, New Jersey.

Tabak, H. H., S. A. Quave, C. I. Mashni, and E. F. Barth (1981). J. Wat. Poll. Cont. Fed., 53, 1503-1518.

Tokuz, R. Y. (1987). Activated Sludge Treatment of Hazardous Wastes Containing Phthalate Esters and Phenols. Accepted for inclusion in the programme and the Proceedings of the International Conference on "Water Management in 2000," December 1987, Singapore.

PILOT-SCALE TESTS OF A HIGH-PERFORMANCE CLARIFIER FOR ACTIVATED SLUDGE MIXED LIQUOR

P.L. Silveston and R.R. Hudgins
Department of Chemical Engineering
University of Waterloo
Waterloo, Ontario, Canada N2L 3G1

SUMMARY

Pilot-scale tests were conducted at the Little River Pollution Control Plant, Windsor, Ontario, on the effectiveness of a flow contraction baffle installed in a pilot-scale clarifier to separate solids from activated sludge mixed liquor. Tests used two matched, 1.2-m diameter clarifiers one of which was fitted with the baffle, in the form of a truncated cone descending from the effluent weir.

Parallel tests were carried out at overflow rates from 22 to 64 $m^3/m^2.d$ at an underflow rate of 50% of the feed flow. Significant reductions of suspended solids in the overflow were achieved in the baffled clarifier. The median effluent solids from the baffled unit were lower, ranging from 50 to 82% of the effluent solids of the parallel unbaffled clarifier.

An interpretation of these results is that a flow contraction baffle is able to substantially extend the flow capacity of a secondary gravity clarifier.

INTRODUCTION

Technical Background

For several decades, efforts have been made to explain the differences between quiescent settling (the idealized model of clarifier settling) and the actual performance of full-scale clarifiers. Many explanations have been offered: flocculation, short-circuiting, slow mixing of the clarifier basin by wind drag over the surface, or by water density differences due to climatic heating or cooling. All of these explanations have some justification.

An alternative explanation (Cordoba-Molina et al., 1979) is that mixing results from internal wave action. The presence of internal waves, seen as density fluctuations, was detected in gravity clarifiers about a dozen years ago in the authors' laboratory (Cordoba-Molina et al., 1979). A vertical density gradient is created as particles settle in a fluid. Disturbances displacing slurry elements within the density gradient induce internal waves (Turner, 1973; Lighthill, 1978). The low viscosity of the aqueous medium provides only a small damping to this motion; thus, the motion continues as a slowly damped oscillation. Reflections from clarifier walls set up interference patterns and large-amplitude waves appear in a chaotic fashion. It seems likely that these waves retard settling of the solids probably in proportion to the amplitude of the disturbances.

Because the most minute disturbance can cause internal wave formation, preventing wave generation appears to be an impossible task. Research in

the authors' laboratory has therefore concentrated on flushing internal waves out of the clarifier, thereby reducing interference and the build-up of large waves. This has been done by creating a wave trap near the outlet weir by means of flow contraction geometry (called a flow contraction baffle). A flow contraction baffle design has been patented (Cordoba-Molina et al., 1983, 1984).

Objectives of this Study

The work described in this paper was performed at the Little River PCP in Windsor, Ontario. Its purpose was to measure the performance of a pilot-scale Waterloo clarifier operating on an activated sludge mixed liquor as a function of overflow rate. Studies were performed around a control value of 29.3 $m^3/m^2.d$ which is the design guideline of the Ontario Ministry of the Environment for municipal waste treatment plants.

EQUIPMENT AND PROCEDURES

Flow contraction is achieved by flowing the contents of the settling tank radially from the centre across the upward-slanting inner surface of a truncated cone. This conic section of galvanized sheeting is referred to as the "flow contraction baffle". Figures 1a and 1b are scale drawings of this construction, omitting the rakes used to scape off the settled sludge. In Figure 1a, the baffle extends to the clarifier floor. Laboratory work has shown that a full baffle is not necessary (Wigglesworth et al., 1985); a partial baffle can be used. In Figure 1b, a partial baffle is shown reaching only half-way to the clarifier floor. Because a full flow contraction baffle would interfere with the rake arms, only the partial flow contraction baffle is of interest from the point of view of retrofitting an existing clarifier to improve its performance. Just the partial flow contraction baffle was tested in this study. All measurements were made on 1.2-m (4-ft) diameter clarifiers. Essential dimensions are given in the figures. The clarifier equipped with a baffle was paired with a second clarifier identical in every way except for the baffle.

Feed for the paired pilot-scale clarifiers was drawn from the open rectangular flow channel connecting the aeration tanks with the secondary clarifiers. Separate pipes outfitted with Moyno SP (Model 35601) positive displacement pumps were used to withdraw flow from the channel to feed the paired clarifiers. These pipes were fitted with switching valves to divert the flows to either one of the clarifiers. Flows were redirected periodically so that the flow withdrawal produced no bias in the tests.

At the high hydraulic loadings used, the head in the clarifier was inadequate to give the underflow rates needed for a 50% flow split. Moyno SP (Model 34401) positive displacement pumps were used to suck underflow from the clarifiers.

The test installation including all the pumps mentioned above and the paired clarifiers were housed under a protective shed. The paired clarifiers were identical in internal dimensions.

All data obtained employed grab samples taken at the clarifier inlet and in the overflow. Suspended solids in these samples were measured by filtration and weighing following standard procedures (Am. Publ. Health Assoc., 1975). Duplicate measurements were always made.

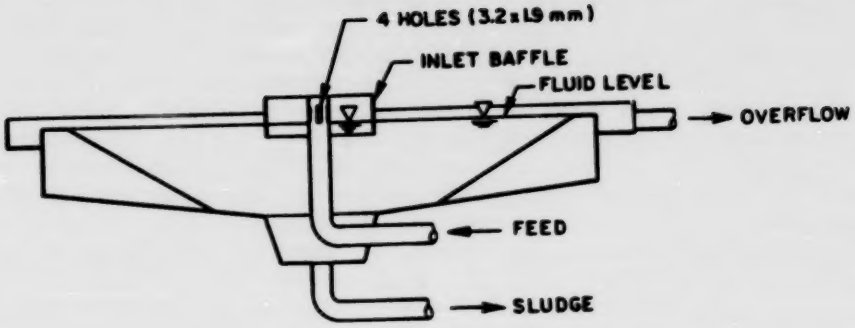


Figure 1. a) Schematic (to scale) of the 1.2-m Waterloo clarifier, showing full flow contraction baffle

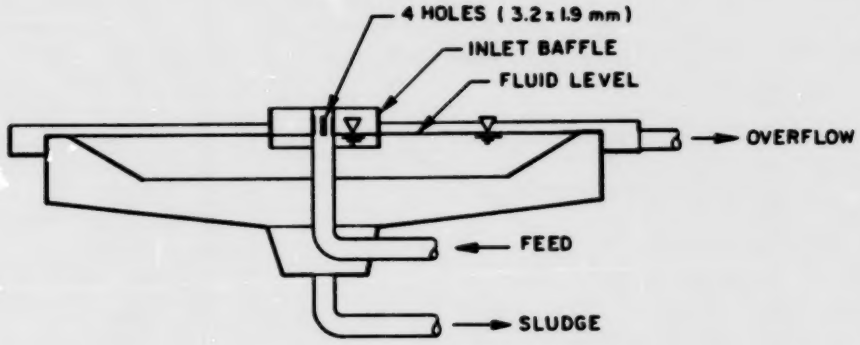


Figure 1. b) Schematic (to scale) of the 1.2-m Waterloo clarifier, showing partial flow contraction baffle

Most of the sludges used had a Sludge Volume Index (SVI) below 120, which means the sludge was well behaved from a settling and thickening standpoint. Operational problems concerned the deposition of sludge on the baffle surface. Because of the size of the baffle, a scraper could not be used on the ledge portion of the baffle. Some sludge collected on this ledge and interfered with grab sample measurements. Thus it was found necessary to scape the ledge prior to taking a grab sample. Another problem concerned the high sludge level in both clarifiers during the tests. Indeed, at overflow rates above 44 $m^3/m^2.d$, the sludge blanket reached the surface of the clarifier and some sludge escaped over the exit weir. However, scum periodically floating up from the sludge blanket near the centre of the clarifier was trapped within a floating ring of plastic hose, preventing this scum from interfering with the effluent measurements.

RESULTS

Standardization Tests

Tests were undertaken to demonstrate that the paired clarifiers performed identically when both were unbaffled. The tests also served to show that there was no bias introduced by the feed system. Standardization tests were carried out at 22, 28, and 64 $m^3/m^2.d$. Experiments at each overflow rate were performed over at least 5 days and the feed arrangements were switched once.

Typical data are plotted in Figure 2 for an overflow rate of 22 $m^3/m^2.d$. The figure shows the influent mixed liquor suspended solids concentration and the effluent suspended solids on probability paper. No significant difference between the means of the twinned clarifiers, neither having a baffle, was found (see data set 86-8, Table 2). When these data are considered together with data set 86-7, it is clear that the clarifiers perform identically and there is no significant bias in the feed arrangements. Nevertheless, feed arrangements were switched at least once in all the remaining tests.

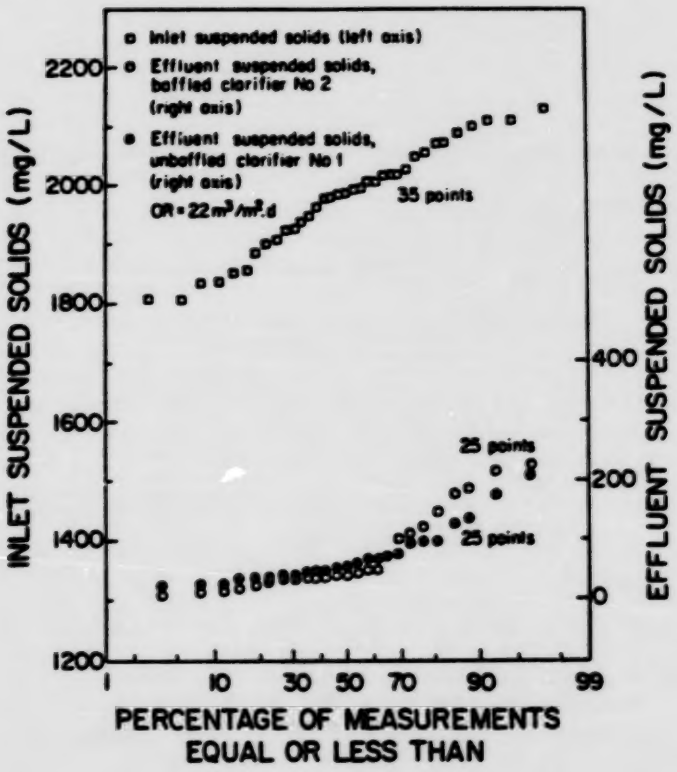


Figure 2. Performance comparison of parallel, 1.2-m diameter circular clarifiers without flow contraction baffles at a hydraulic loading of 22 $m^3/m^2.d$ for Little River PCP activated sludge mixed liquor (Data set 86-8)

At the 64 $m^3/m^2.d$ overflow rate, only about a 50% reduction of the suspended solids was achieved. This occurred because the sludge level reached the supper surface of the clarifier, causing excessive carryover of solids into the effluent weir. Even under these conditions, there was only a 5% difference in clarifier performance which was not significant statistically.

Parallel Tests on Activated Sludge Mixed Liquor

The experiments undertaken are shown in Table 1. Figure 3 compares effluent suspended solids for the clarifier equipped with a flow contraction baffle and the clarifier without a baffle. Data are plotted on probability paper. The influent mixed liquor suspended solids for the paired clarifiers overlaps; however, a very large difference can be seen

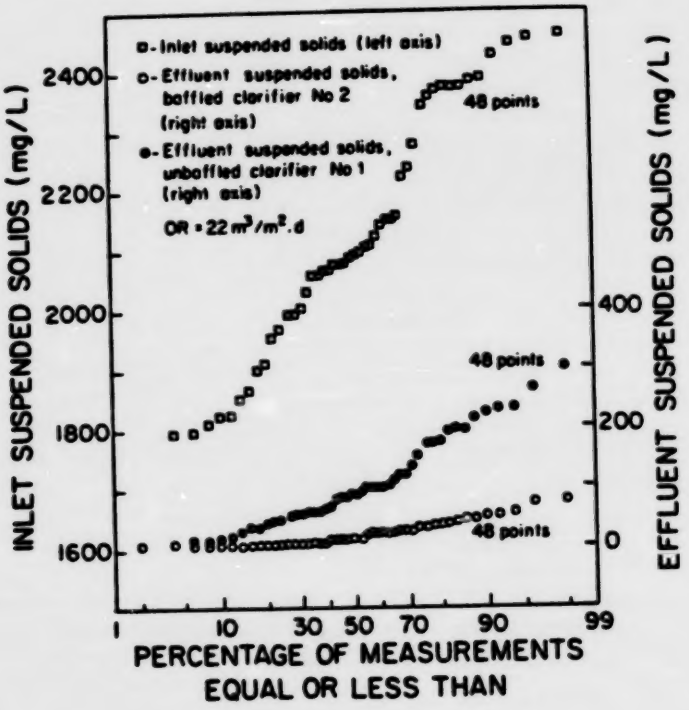


Figure 3. Performance comparison of parallel, 1.2-m diameter circular clarifiers with and without flow contraction baffles at a hydraulic loading of 22 $m^3/m^2.d$ for Little River PCP activated sludge mixed liquor (Data set 86-7)

TABLE 1. TESTS PERFORMED ON ACTIVATED SLUDGE

Test Code	Overflow Rate ($m^3/m^2.d$)	Underflow as % of total flow from clarifier	Sample Time (days)	Notes
Parallel Clarifiers: one with baffle, other without baffle				
86-3	64	50	2	Discontinued because of high solids carryover
86-4	47	50	5	
86-5	40	50	5	
86-6	28	50	8	
86-7	22	50	6	
Parallel Clarifiers: no baffle in either clarifier				
86-1	64	50	5	
86-2	28	50	4	
86-8	22	50	4	

in the effluent suspended solids. The baffled clarifier has a mean effluent suspended solids concentration of 22 mg/L, while the unbaffled clarifier has a mean effluent suspended solids concentration of 104 mg/L (data set 86-7, Table 2). Statistical calculations show a highly significant difference in performance of those two clarifiers at the 99% confidence level. Figure 3 is typical of the plots made of other data sets taken at 28 and 47 $m^3/m^2.d$. The manner of plotting these results, however, in order from lowest to highest, tends to ignore the correlation that exists between effluent suspended solids leaving the twinned clarifiers at a given time. The test results presented in Table 2 likewise ignore this correlated information, even though the statistical results are adequate for present purposes. A test of the data that would make use of the correlated information would be the paired t-statistic made by observing the difference between the paired effluent suspended solids concentrations as a function of time. This has been done for tests on raw sewage described further on.

The high concentrations of effluent suspended solids shown in Figure 3 and in Table 2 reflect scaling problems in carrying out experiments on a pilot-scale clarifier. This problem is not due to the settling characteristics of the sludge. The sludge volume index (SVI) data indicated good sludge settling and thickening behaviour. Settling flux data for the sludge during various experiments were collected and analyzed. The data show, for example, that at an underflow solids concentration of 4.5 g/L, the limiting solids flux for this sludge would be 105 $kg/m^2.d$. This value, however, is well above the actual loading used at an overflow rate of 22 $m^3/m^2.d$. This problem is discussed under "Scaling Problems" in the Discussion section.

TABLE 2. STATISTICAL ANALYSIS OF PARALLEL TEST RESULTS ON ACTIVATED SLUDGE

Data Set	Overflow rate ($m^3/m^2.d$)		Feed Conc. (mg/L)	Effluent Conc. (mg/L) Clarif. 1 (no baffle)	Clarif. 2 (no baffle)	Clarif. 2 (with baffle)	Difference in Means Significant? No	Yes	Highly
86-1	64			*	*				
86-2	28	$\bar{x}$	1965.87	50.979	49.957				
		s	-	39.775	27.3448		●		
		n	47	48	47				
86-3	64			*		*			
86-4	47	$\bar{x}$	2062.34	294.877		161.667			
		s	-	269.754		121.126			●
		n	53	57		57			
86-5	40	$\bar{x}$	1873.6	116.655		33.517			
		s	-	129.477		22.085			
		n	60	58		58		●	
86-6	28	$\bar{x}$	2093.138	128.029		37.706			
		s	-	26.802		4.367			
		n	65	68		68			●
86-6 8 outliers+ removed from Clarifier 1	28	$\bar{x}$	2093.138	61.1		37.706			
		s		35.4026		4.367			●
		n	65	60		68			
86-7 excluding 4 outliers+	22	$\bar{x}$	2083.875	104.333		21.5833			
		s	-	10.8738		2.7772			●
		n	48	48		48			
86-8	22	$\bar{x}$	1973.486	71.6133	73.667				
		s	-	9.2765	13.199		●		
		n	35	25	25				

\+ without these outliers, the result is more conservative
$\bar{x}$ = mean concentration; s = standard deviation around mean;
n = number of samples taken
* = discontinued because of solids carryover

As expected, measurements at an overflow rate of 64 $m^3/m^2.d$ were unsuccessful because the sludge level reached the top of the clarifier, causing sludge to be carried over the effluent weir. The measurements were abandoned.

The improved solids separation noted above are evident from visual inspection of the effluents from the paired clarifiers. Figure 4 shows samples of the unbaffled clarifier, the mixed liquor feed and the baffled clarifier. The sample from the baffled clarifier is noticeably clearer than that from the unbaffled clarifier.

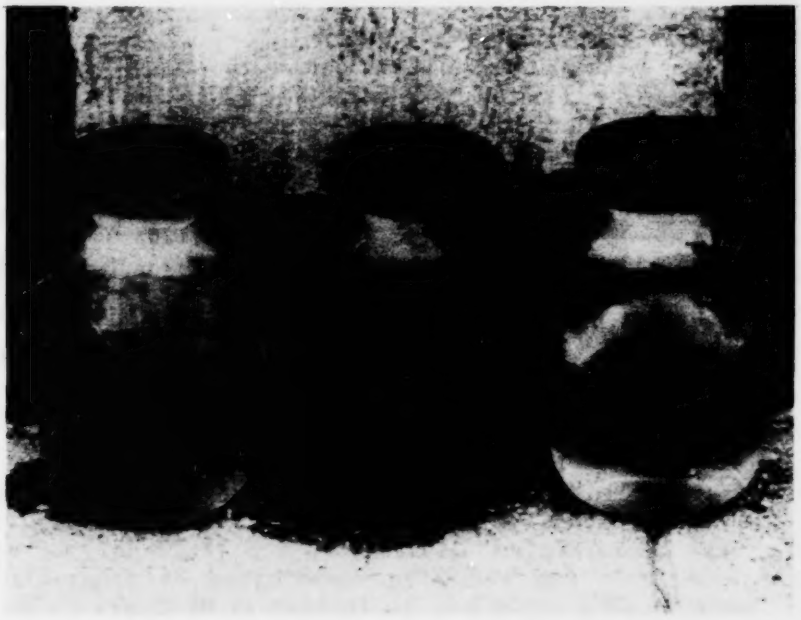


Figure 4. Visual demonstration of the superior performance of the Waterloo clarifier from the appearance of sample collection bottles (centre-feed; right-effluent from Waterloo (baffled) clarifier; left-effluent from conventional (unbaffled) clarifier)

DISCUSSION

The reduction in effluent suspended solids at the 25th, 50th, 75th and 90th percentile points in the probability plot, expressed as percent are given in Table 3. From this table, it can be seen that the flow contraction baffle provides an improvement generally greater than 50% in the suspended solids carried over into the effluent.

The improvements noted above are consistent with our laboratory studies (Silveston et al., 1980; Murphy et al., 1982; Wigglesworth et al., 1985). These studies suggested that the reduction of internal waves through the action of a flow contraction baffle, as mentioned in the introduction, brings clarification nearly to its ideal settling limit.

TABLE 3. REDUCTION IN EFFLUENT SUSPENDED SOLIDS RESULTING FROM FLOW CONTRACTION BAFFLE

Overflow Rate ($m^3/m^2.d$)	% Reduction at different points in probability plots			
	25th%	50th%	75th%	90th%
22	92	82	81	77
28	75	53	44	69
40	59	50	68	80
47	46	50	31	47

Figure 5 is a plot of the effluent suspended solids v. the overflow rate. There is some scatter where multiple measurements were made at overflow rates of 22 and 28 $m^3/m^2.d$. This is attributed to variations in

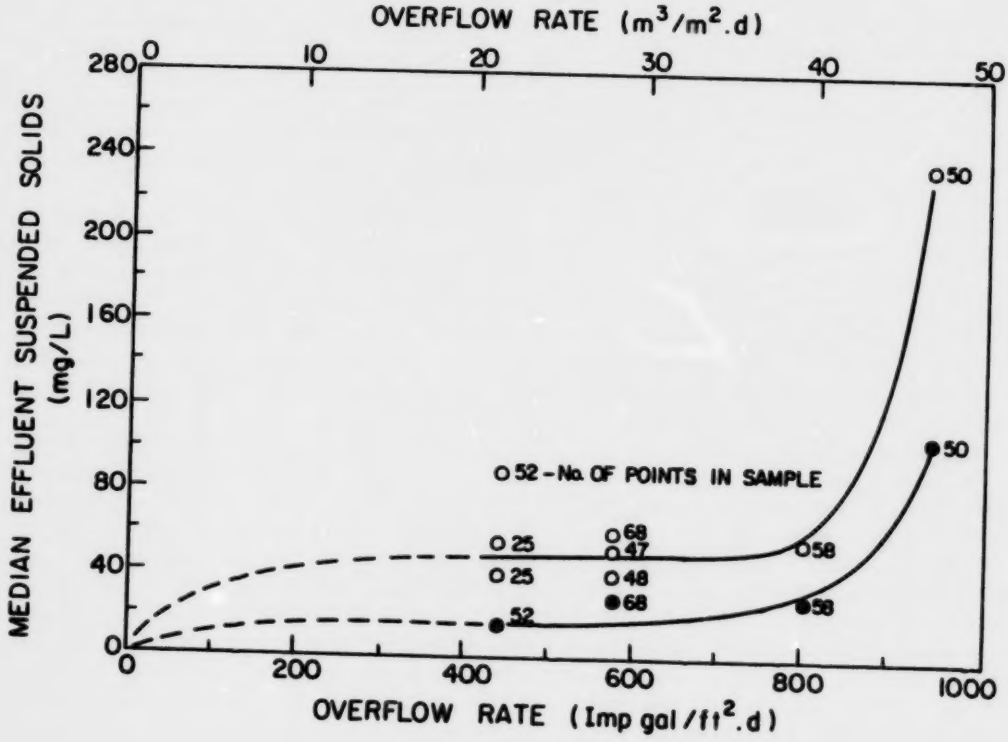


Figure 5. Comparison of median effluent suspended solids from circular clarifiers with and without flow contraction baffles as a function of hydraulic loading for Little River PCP activated sludge mixed liquor

the settling characteristics of the activated sludge mixed liquor suspended solids, sampling, and measurement error. Nevertheless, it is clear that the baffled clarifier performs substantially better than the unbaffled one. The curves rise abruptly above 40 $m^3/m^2.d$ for the unbaffled clarifier and above about 44 $m^3/m^2.d$ for the baffled clarifier. This is caused by the rising level of sludge in the clarifier as the hydraulic loading increases. The consequence of the high sludge levels was clearly evident in the experiments carried out at an overflow rate of 64 $m^3/m^2.d$. At this overflow rate, the clarifiers removed less than 50% of the influent mixed liquor suspended solids. Of course, any comparison of baffled v. unbaffled clarifiers is meaningless.

Scaling Problems

Severe scaling problems for clarifiers limit what can be tested with respect to the performance of the flow contraction baffles if real streams, such as activated sludge mixed liquor, at concentrations encountered in practice are to be used. Maintaining geometric similitude in the clarifiers means that the observations depth at the centre is only 20 cm. Sludge compaction is limited so that as the loading increases, more sludge is held in the clarifier, causing the level to rise.

What is important in this data analysis is to observe the relative performance between baffled and unbaffled clarifiers. The absolute values of effluent suspended solids are high at not at all typical of full-scale settling tanks or distorted pilot-scale models. As was noted earlier, model distortion to provide adequate depth for solids flocculation and settling would negate the flow contraction technique that is used to reduce the density wave effect and its impact on liquid-solid separation, which is the subject of this investigation.

Geometric similitude was adhered to because fluid velocities scale with geometry and flow patterns (e.g. by-passing, density currents) should also scale in this way. Sludge collection and handling do not scale with geometry. If the pilot-scale clarifiers were to model full-scale units using the same influent mixed liquor suspended solids concentrations, they would have to have the same depth as full-scale clarifiers (3 to 5 m). Certainly, a pilot clarifier 1.2 m in diameter and, say, 3 m in depth would grossly distort the flow patterns found in full-scale units.

A further solution to the sludge scaling problem is to use a solid which forms a denser sludge. Experiments in our laboratory were performed earlier with a diatomaceous earth (Celite) which is slow settling but forms a dense sludge (Silveston et al., 1980). Runs were carried out in a 1.7-m long x 40-cm wide rectangular clarifier at an influent suspended solids concentration of 2000 mg/L. At an overflow rate of 38 $m^3/m^2.d$, the reduction in suspended solids in the effluent was 60 mg/L, corresponding to about a 15% improvement, whereas at 51 $m^3/m^2.d$, the reduction in effluent suspended solids was 160 mg/L corresponding to a 23% decrease over the unbaffled clarifier. However, in contrast to activated sludge, diatomaceous earth is an ideal settling material.

In view of the scaling problems encountered with model clarifiers, it seems certain that the definitive test of flow contraction baffles will have to be made on a full-scale unit.

In spite of scaling problems and limitations, results obtained in these tests not only confirm the data gathered in 1984 (Silveston and Hudgins,

1986), they also agree with data collected at the Wastewater Technology Centre, Environment Canada, (Hudgins and Silveston, 1982). In those experiments, about a 25% reduction in suspended solids occurred at an overflow rate of 29 $m^3/m^2.d$. Although these measurements were also performed on an activated sludge mixed liquor, they were obtained in an activated sludge pilot plant treating wastewater from a different community and were carried out during early summer.

Comparison with Raw Sewage Studies

In a series of tests completed in December 1984 at the Little River PCP, primary clarification was carried out at 39 $m^3/m^2.d$ in the parallel pilot clarifiers (Silveston and Hudgins, 1986). These results are presented in Figure 6. Feed concentrations (labelled "influent") were identical. The difference between the effluents from the baffled and

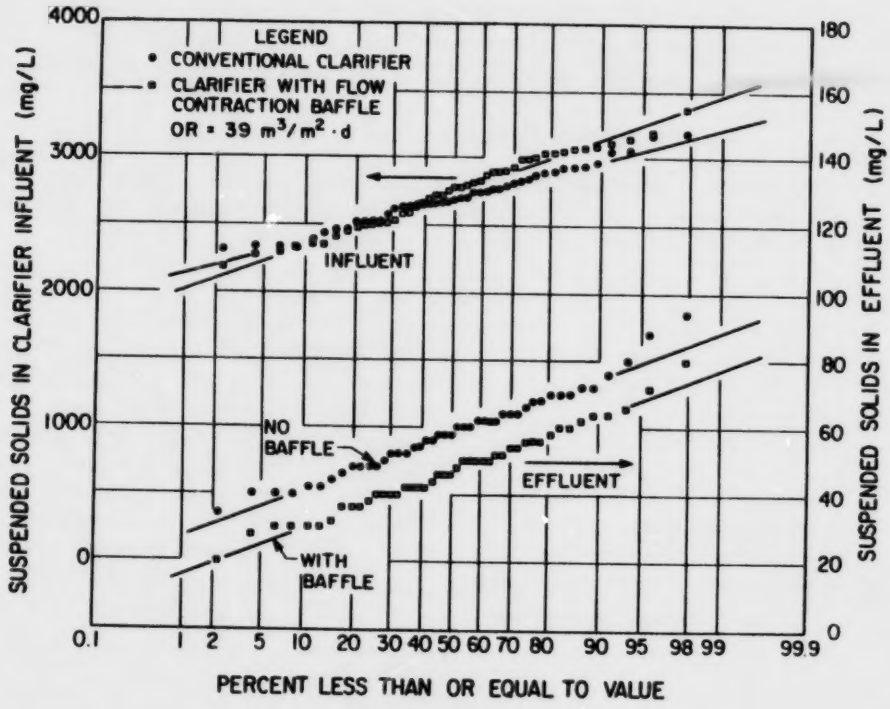


Figure 6. Performance comparison of parallel, 1.2-m diameter circular clarifiers with and without flow contraction baffles at a hydraulic loading of 39 $m^3/m^2.d$ for Little River PCP raw sewage (Data set 86-6)

unbaffled clarifiers is only about 6 mg/L even though, using the paired t-statistic (based on concentration differences between the two effluents), it was found to be highly significant. Thus, the flow contraction baffle produces significant improvement in the clarification of raw sewage as well as activated sludge, even though it appears to be considerably more effective for the latter.

Implications for Increased Capacity

Figure 7 is a schematic of the data shown in Figure 5 where we have removed the limitation imposed by sludge levels. This figure illustrates that the 50% reduction in suspended solids in the effluent translates into a significant increase in the hydraulic capacity of a clarifier due to the use of the baffle. This is illustrated in the figure by the increment in overflow rate denoted by "c". The large incremental capacity arises from the lower slope of the overflow suspended solids v. overflow rate curve for the baffled clarifier compared to the unbaffled one.

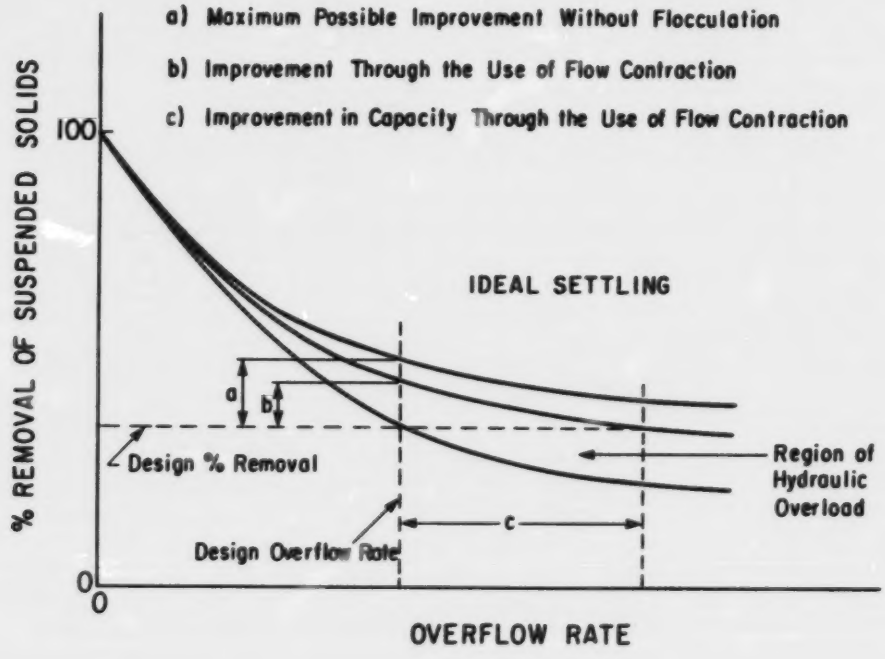


Figure 7. Schematic of the percent solids removal v. hydraulic loading behaviour in a circular or rectangular clarifier

These results point to the same conclusion as those from previous tests (Hudgins and Silveston, 1982; Silveston and Hudgins, 1986). The flow contraction baffle improves clarification over a wide range of flow rates and solids loadings. It is particularly effective with secondary effluent, reducing the suspended solids to almost half of that conventionally obtained, even at the highest overflow rate used. The significance of these findings is that the flow capacity of many presently overloaded secondary clarifiers, if retrofitted with an appropriate baffle, can be substantially augmented for a relatively minor investment compared with that of a plant expansion.

CONCLUSIONS

When applied to secondary biological waste treatment, the flow contraction baffle improved the removal of suspended solids from an activated sludge mixed liquor by 50% or more compared to a conventional clarifier. This result agrees with a body of evidence from other pilot- and bench-scale studies which demonstrate that flow contraction baffles substantially improve liquid-solid separation. Sludge build-up problems at the pilot scale clearly show that any further demonstration of the flow contraction baffle must be done in a full-sized plant.

ACKNOWLEDGMENTS

The principal investigators are grateful to Mr. Louis Romano, Director, Pollution Control, City of Windsor, for making available the facilities of the Little River Pollution Control Plant. We wish to acknowledge the substantial technical assistance of Messrs. Ted Kenney and Mark Maki and his staff who helped set up the pilot-scale clarifiers and supported the data collection effort. The design of the experiments on activated sludge mixed liquor were made with the advise of Mr. Steve Black, then manager of the Water and Wastewater management Section, Water Resources, Branch, Ontario Ministry of the Environment. Waterloo Co-op students, Sajid Ravindran, Graham Stratford, and Christopher Blake collected data during work terms at the Little River PCP. Dr. Norbert H. Schmidtke of Norbert H. Schmidtke & Associates Ltd. was consultant to the Waterloo Centre for Process Development which funded the studies on activated sludge mixed liquor. The study on raw sewage, cited in this paper, was partially supported by the City of Windsor.

REFERENCES

Am. Public Health Assoc., "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater", 14th ed., Washington, D.C., 1975.

Cordoba-Molina, J.F., R.R. Hudgins and P.L. Silveston, "The Gravity Clarifier as a Stratified Flow Phenomenon", Canadian Journal of Chemical Engineering, 57, 249-254 (1979).

Cordoba-Molina, J.F., R.R. Hudgins and P.L. Silveston, "Improvements in Solids Removal in Clarifiers", U.S. Patent No. 4417988 November 19, 1983.

Cordoba-Molina, J.F., R.R. Hudgins and P.L. Silveston, "Solids Removal in Clarifiers", Canadian Patent No. 1,172,177 August 7, 1984. Lighthill, J., "Waves in Fluids", Cambridge University Press, Cambridge, 1978.

Hudgins, R.R., and P.L. Silveston, "Testing of Flow Contraction Devices in Pilot Plant No. 1, Wastewater Technology Centre, Burlington, Ontario," Final Report, File No. UP-W-196, Department of Supply and Services, Ottawa, Canada, November 1982.

Murphy, M.C., R.R. Hudgins and P.L. Silveston, "Suppression of Density Waves in Clarifiers", Water Science and Technology, 14, 1510-1513 (1982).

Silveston, P.L., J.F. Cordoba-Molina and R.R. Hudgins, "The Use of Flow Contractions to Improve Clarifier Performance", Progress in Water Technology, 12, 385-394 (1980).

Silveston, P.L. and R.R. Hudgins, "Test of a Small-Scale Waterloo Clarifier Design at Little River Pollution Control Plant, Windsor, Ontario", Final report for Waterloo Centre for Process Development, University of Waterloo, Waterloo, Ontario (1986).

Silveston, P.L. and R.R. Hudgins, "Further Testing of a Small-Scale Clarifier Design at Little River Pollution Control Plant, Windsor, Ontario", Final report for Waterloo Centre for Process Development, University of Waterloo, Waterloo, Ontario (1987).

Turner, J.S., "Buoyancy effects in fluids", Cambridge University Press, Cambridge, 1973.

Wigglesworth, J., P.L. Silveston and R.R. Hudgins, "Influence of flow contraction on solids removal in a small circular clarifier", Can. J. Civ. Eng., 12, 717-719 (1985).

LE CONTROLE DES PESTICIDES AU QUEBEC: UN SURVOL

Alain LAMARCHE

Environnement Canada, Conservation et Protection, DPE
1179 de Bleury, Montréal, QC, H3B 3H9

Avertissement:

Compte tenu des contraintes de dates de tombées, des modifications peuvent être survenues aux données contenues dans ce rapport. Veuillez donc communiquer avec l'auteur pour plus de renseignements.

Introduction:

La Loi fédérale sur les produits antiparasitaires définit un pesticide comme étant:

"un produit, un dispositif, un organisme, une substance ou une chose qui est fabriqué, représenté, vendu ou utilisé comme un moyen en vue de contrôler, empêcher, détruire, amoindrir, attirer ou repousser, directement ou indirectement un parasite et s'entend

1) de tout composé ou toute substance qui accroit ou modifie ou est destiné à accroitre ou à modifier les caractéristiques physiques ou chimiques d'un produit antiparasiraire auquel il est ajouté et

2) de tout ingrédient actif utilisé dans la fabrication d'un produit antiparasitaire."

Dans ce cas, le terme de parasite désigne:

"un insecte, un champignon, une bactérie, un virus, une mauvaise herbe, un rongeur nuisibles, nocifs ou gênants ou un autre parasite d'une plante ou d'un animmal et s'entend de toute fonction organique nuisible, nocive ou gênante d'une plante ou d'un animal."

La loi provinciale regroupe ces deux définitions pour décrire un pesticide de la manière suivante:

"Toute substance, matière ou micro-organisme destiné à contrôler, détruire, amoindrir, attirer ou repousser, directement ou indirectement, un organisme nuisible, nocif ou gênant pour l'être humain, la faune, la végétation, les récoltes ou les autres biens, ou destiné à servir de régulateur de croissance de la végétation, à l'exclusion d'un médicament ou d'un vaccin."

Dans ces deux définitions, on considère de manière très large que tout organisme qui peut porter atteinte au bien être de l'homme peut être considéré comme une peste. Ceci englobe les agents vecteurs de maladie, telle la malaria, pour laquelle des épandages de DDT, dont l'usage est en principe banni en amérique du nord, sont encore effectués dans les pays en voie de

développement. Toutes les causes de détérioration des récoltes qui sont à l'origine d'une diminution de rendement sont aussi comprises comme des "ravageur", insectes nuisibles ou champignons, mais aussi "mauvaises herbes", terme désignant les plantes dont la croissance entre en compétition avec celle que l'on désire cultiver. Par extention, le pissenlit, traditionnel ennemi du gazon vert, est sans doute la mauvaises herbe la plus connue des citadins et banlieusards, et sa répression fait actuellement la fortune de plus d'une entreprise d'entretient des pelouses.

Le deuxième élément de la définition d'un pesticide décrit l'agent, la méthode utilisée pour réprimer une peste. Traditionnellement, cet agent était constitué par un produit chimique, dont les plus célèbres sont sans doute le DDT, (insecticide) et les plus communs au Québec le 2,4-D, et l'atrazine (mais). Cependant, de nouveaux types d'agents biologiques de contrôle des pestes ont été développés dans des buts spécifiques, dont on peut citer l'exemple de la bactérie Bacillus thurigiensis (B.t.), utilisée largement pour la répression de la tordeuse des bourgeons de l'épinette. Ces nouvelles méthodes de contrôle des ravageurs sont prometteuses car beaucoup moins nuisibles pour l'environnement.

Un survol des divers aspects du contrôle des pesticides au Québec comprendra ainsi les éléments suivants:

un résumé de la législation fédérale et provinciale en vigueur au moment de l'écriture de ce texte;

une description des diverses méthodes incitatives employées pour de réduire l'emploi des pesticides;

un apperçu des divers travaux de recherche prévus ou en cours dans divers domaines liés au contrôle des pesticides, tels le développement de nouvelles méthodes pour la répression des insectes, d'outils pour aider à la gestion des pesticides, etc.

1.0 Problématique:

Les divers aspects des problèmes liés à l'utilisation des pesticides sont couverts de manière approfondie dans un document de travail produit par le ministère de l'environnement du Québec intitulé "Pour une utilisation rationnelle des pesticides au Québec motifs et nature des interventions proposées par le ministère de l'Environnement du Québec". Nous en résumerons quelques points d'intéret.

1.1 Sources de pesticides:

La répartition des ventes de pesticides par catégorie d'utilisateurs au Québec démontre la prédominance de l'utilisation à des fins agricoles (Tableau 1). Des diverses catégories de pesticides utilisées, ce sont les herbicides dont on fait, de loin, le plus usage, aussi bien au Québec qu'au Canada (tableau 2).

Tableau 1: Répartition (%) des utilisations de pesticides par catégorie d'utilisation au Québec en 1978

Agriculture	**84.8**
Autres	**15.2**
Utilisation domestique	2.1
Exterminateurs	1.0
Industrie des pâtes et papiers	3.0
Transport Québec	0.7
Canadien Pacifique	0.7
Canadien National	0.6
Société d'Energie de la Baie de James	0.9
Alcan	0.7
Energie et Ressource Québec	3.8
Hydro-Québec	1.7

Tableau 2: Répartition des ventes de pesticides au Québec et au Canada en 1985 par type de produits (en tonnes métriques)

	Québec	Canada
Herbicides	1 912	30 181
Insecticides	278	3 172
Fongicides	490	2 823
Fumigants	98	1 842
Autre	84	1 241

Tiré du "Pesticide Registrant Survey", 1985

L'importance de l'emploi des pesticides s'explique aisément par des raisons économiques. Ainsi, selon Pimentel, aux Etats-Unis, on a estimé que pour un investissement de 3 milliards de dollards en contrôle par les pesticides, 12 milliards sont récupérés sous forme d'augmentation de rendement des récoltes. Ces chiffres donnent une idée de l'importance commerciale de l'utilisation des pesticides en amérique du nord. D'autre part, Pimentel a estimé à 1 milliard de dollards les coûts sociaux supplémentaires liés à l'utilisation de pesticides (tableau 3). Ces chiffres sont uniquement indicatifs, car, comme on le souligne dans le document du MENVIQ, il est assez difficile de quantifier la valeur économique d'une vie humaine ou des souffrances engendrées par les maladies.

Tableau 3: Coûts sociaux et environnementaux annuels, en millions de dollars U.S., de l'utilisation des pesticides. (États-Unis, 1980)

Nature des coûts	Coûts	
Empoisonnement humains		
- 52 mortalités (1 000 000 $/mort)	52	
- 45 000 empoisonnements (frais médicaux, hospitalisation et perte de travail)	7	
- Cancer (0,5 % dû aux pesticides)	125	
Sous-total:		184
Empoisonnements des animaux (domestiques et fermes) et bestiaux contaminés	12	
Accroissement des coûts de contrôle résultant de la destruction d'ennemis naturels et de la résistance aux pesticides	287	
Empoisonnement des abeilles et réduction de la pollinisation	135	
Perte de cultures et d'arbres	70	
Pertes aux niveau des poissons, de la pêche et des animaux sauvages	11	
Dépenses gouvernementales pour le contrôle de la pollution par les pesticides	140	
TOTAL:		839

On note qu'au Québec l'utilisation des pesticides en agriculture semble avoir atteint un plateau en 1982, tel que démontré par un plafonnement des ventes (MENVIQ). Les données issues du "pesticide registrant survey" en 1984 et 1985 confirment cette tendance au Québec et au Canada (tableau 4).

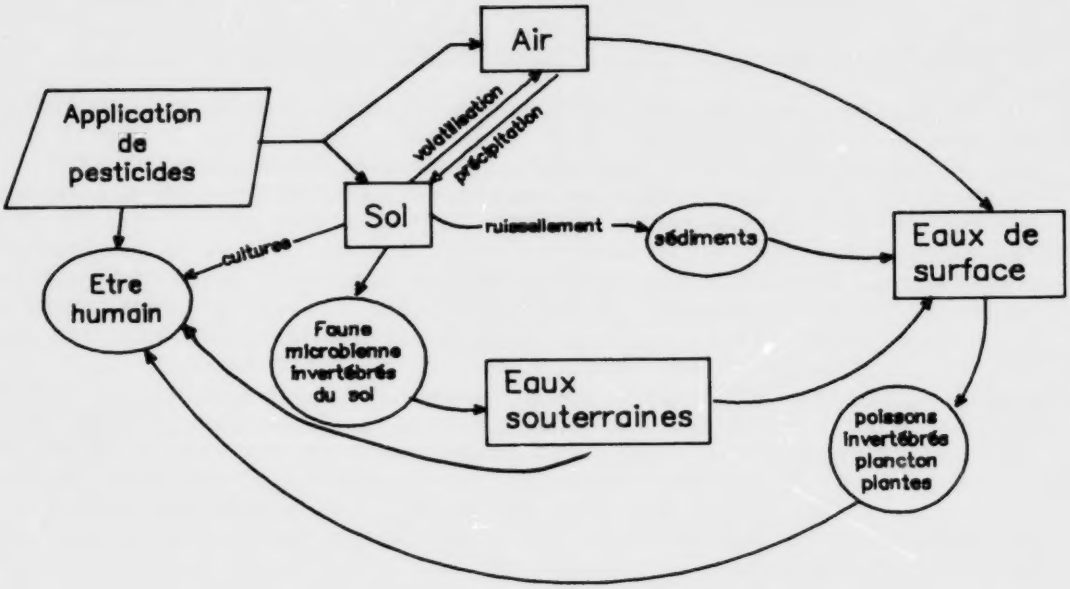
Tableau 4: Évolution temporelle des ventes de pesticides au Canada et au Québec depuis 1984

Année	Canada	Québec
1984	39 370	2 860
1985	39 259	2 862

1.2 Circulation des pesticides dans le milieu

La figure 1 résume les différentes voies par lesquelles les pesticides peuvent pénétrer et circuler dans le milieu. Les différents modes d'application des pesticides comprennent la pulvérisation aérienne, utilisée dans le traitement de grandes surfaces (culture du maïs, protection des forêts) et l'épandage par pulvérisateurs, dans certains cas sous pression (arbres fruitiers). Certains pesticides sont aussi appliqués sous la surface du sol (insecticides ou herbicides systémiques, acaricides). Selon Pimentel (1986), moins de 0.1% des pesticides qui sont appliqués atteignent généralement les organismes visés. Cette situation semble particulièrement vérifiée dans le cas des fongicides et des insecticides, où on a estimé que, dans certains cas, aussi peu que 0.003% des matières actives épandues étaient consommés par l'insecte visé. Certaines méthodes d'épandage, en particulier les pulvérisations aériennes, sont aussi très gaspilleuses de pesticides: on estime en effet, dans ce cas, que, même dans les meilleures conditions, plus de 50% des pesticides n'atteignent par leur cible, étant transportées sous forme de fines gouttelettes (aérosols) par les courants aériens. Le cas le pire semble être celui des épandages aériens des forêts, où une étude à démontré qu'aussi peu que 12% d'un insecticide utilisé a atteint les arbres, et 5% le sol.

Figure 1: Cheminement des pesticides dans le milieu. Les flèches indiquent les principales voies de circulation.



1.3 Impacts environnementaux:

Les principaux effets des pesticides sur les diverses composantes du milieu peuvent être résumés comme suit:

Contamination des sols:

Les pesticides étant appliqué sur ou dans le milieu terrestre, les écosystèmes formant les sols sont les premiers touchés. Ce milieu comporte en effet une multitude d'organismes vivants, dont dépendent ses propriétés biologiques telles la production d'humus et la formation de galeries essentielles à la circulation de l'air et de l'eau. L'absorption des pesticides par les organismes vivants dans les sols peut avoir un impact important sur les populations, soit par une augmentation des mortalités due à un effet toxique ou en perturbant l'équilibre de l'écosystème. L'utilisation simultanée de plusieurs pesticides peut avoir une effet synergique difficile à prévoir qui augmenterait considérablement la toxicité de ces produits. Les effets des pesticides sur la faune des sols sont généralement réversible.

On peut résumer comme suit les effets des pesticides sur les diverses composantes biologiques des sols:

une diminution des populations d'arthropodes (insectes, arachnides, myriapodes, crustacés) due à l'action non sélective de plusieurs insecticides ou acaricides. Cette diminution peut entrainer la disparition d'insectes entomophages qui jouent un rôle important dans le contrôle d'autres espèces nuisibles.

une baisse importante et momentanée des populations microbiennes suite à l'application d'un pesticide. Différentes activités propres aux bactéries peuvent alors être considérablement perturbées telles la dégradation des pesticides, la circulation de l'azote, essentielle à la croissance des plantes, la décomposition de la cellulose dans le cycle du carbone, et le recyclage du souffre.

On trouvera un discussion plus détaillée des effets des pesticides sur les sols dans le document produit par le MENVIQ.

Contamination des eaux souterraines:

Les pesticides sont reconnus comme la principale source de contamination diffuse des eaux souterraines. Certains sols, caractérisés par un faible teneur en matières organiques, une faible teneur en argile, une forte perméabilité et une faible profondeur de la nappe phréatique, sont particulièrement vulnérables à une contamination. Les quelques exemples suivants suffiront à démontrer l'ampleur du problème au Québec:

on a constaté la présence d'aldicarbe, insecticide utilisé dans la culture de la pomme de terre, dans les eaux souterraines de la région de Portneuf, entre autres. A la suite de plusieurs cas de contamination de puits, un réseau de surveillance de l'aldicarbe à été mis sur pieds par le ministère de l'Environnement du Québec.

une campagne d'échantillonnage effectuée en 1984 et 1985 par le ministère de l'environnement du Québec à démontré que l'atrazine, herbicide utilisé dans la culture du mais, était présent dans les eaux souterraines à 10 des 24 sites investigués.

Contamination des eaux de surface:

Les eaux de surfaces constituent la seconde composante de l'environnement susceptible d'être affectée par les pesticides. Les eaux de ruissellement constituent la principale voie de pénétration des pesticides dans les cours d'eau, où ces composés sont principalement liés aux matières en suspension (sédiments). Il pourra alors y avoir contamination des organismes benthiques (peuplant les sédiments), pour atteindre éventuellement l'ichtyofaune (poissons). Au québec, l'utilisation des pesticides devrait toucher principalement 6 bassins versants où on a constaté 63% des ventes de pesticides agricoles en 1982 (tableau 5, tiré de Reiss et Paré, 1984).

Tableau 5: Quantités de pesticides vendus aux agriculteurs du Québec en 1982 par bassin hydrographique. Seuls les bassins hydrographiques où ont été effectués plus de 2% du total des ventes de pesticides sont inclus dans ce tableau.

No du bassin	Nom du bassin hydrographique	Quantité de matières actives (kg)	Pourcentage
0303	Yamaska	590 103	26
0307	de la Tortue	358 200	16
0304	Richelieu	173 411	8
0522	L'assomption	142 727	6
0308	Saint-Régis	90 024	4
0309	Châteauguay	88 145	3
0301	Nicolet	76 119	3
0302	Saint-François	68 640	3
0000	Fleuve Saint-Laurent	59 071	3
TOTAL	Tous les bassins du Québec	2 308 396	100

Modifications physiologiques des végétaux:

Plusieurs travaux ont démontré que certains pesticides provoqueraient une perturbation de la structure et de la fonction des chloroplastes, sites de photosynthèse dans les feuilles. Cette perturbation serait à l'origine d'un diminution des taux de croissance de certaines plantes.

Effet phytotoxique chez les végétaux:

L'élimination de certaines espèces végétales utiles peut résulter de l'application d'herbicides. On a aussi observé certains cas où la disparition d'espèces plus sensibles aux pesticides a permis une prolifération d'autres plantes nuisibles mais moins sensibles.

Résistance:

L'utilisation intensive des pesticides peut provoquer, par un phénomène apparenté à la sélection naturelle, en un accroissement de résistance, aussi bien chez les végétaux que les insectes nuisibles. Il s'agit d'un problème majeur et très répandu. A titre d'exemple, mentionnons que le nombre d'espèces d'insectes résistantes au DDT est passé de 12 en 1945 à 203 en 1976.

Élimination d'organismes utiles:

Les pesticides peuvent éliminer des insectes utiles, dû au manque de spécificité des produits utilisés, comprenant des espèces prédatrices d'autres espèces nuisibles.

Il peut aussi y avoir élimination accidentelle d'insectes pollinisateurs. Ces insectes, par ailleurs, concentrent naturellement les pesticides transportant des grains de pollen contaminés, à tel point qu'on utilise souvent les abeilles comme bioindicateurs de la contamination de l'environnement.

Effet sur le poisson:

On a observé, dans quelques cas extrêmes, des mortalités de poissons dues à des empoisonnements par les pesticides. Des effets sous-létaux dus à une exposition à des pesticides, plus difficilement observables, sont sans doute beaucoup plus courants, résultant en une diminution de l'endurance des poissons touchés ou modifiant leur comportement.

Effet sur les oiseaux:

Enfin, les oiseaux sont aussi touchés par les pesticides. Le cas le mieux documenté est certainement celui de l'effet du DDT qui a contribué au déclin de nombreuses populations aviennes, et mené au banissement, en amérique du nord, de ce produit chimique.

1.4 Impacts sur la santé humaine:

Cette catégorie regroupe tous les problèmes de santé provenant d'un exposition aux pesticides, et comprend les empoisonnements provenant de l'ingestion accidentelle de ces produits, les intoxications dues à leur manipulation ainsi que les problèmes de santé à plus long terme (cancers, etc.) décelables uniquement par des études épidémiologiques.

Les voies d'exposition aux pesticides sont multiples. Les principales comprendraient:

les eaux souterraines: particulièrement dans les régions rurales où des puits constituent la principale source d'alimentation en eau potable;

le contact direct: principalement chez les producteurs agricoles qui doivent manipuler les pesticides lors de la préparation de mélanges en vue de leur application, ainsi que lors de l'application elle-même;

les sols: suite à des arrosages de pelouse.

Si on peut citer quelques exemples de contamination accidentelle d'aliments, il est plus difficile de démontrer clairement l'effet à long terme des pesticides sur la santé. Des études statistiques de longue haleine permettent cependant de mettre en relation des taux de mortalités dues à certaines maladies, particulièrement certains types de cancers, à une exposition occupationnelle aux pesticides. À titre d'exemple, on peut citer une étude des certificats de décès de populations aux Etats-Unis dans le Nébraska, l'Iowa et le Wisconsin qui à permis de déterminer que les risques de leucémie étaient plus élevés chez les fermiers. Le risque semblait plus grand chez les producteurs agricoles nés après 1900 et morts avant l'âge de 65 ans, suggérant un changement possiblement dû à des modifications de techniques agricoles. Au Québec, une recherche de Barbeau et al a mis en évidence une forte corrélation positive entre la prévalence de la maladie de Parkinson en milieu rural et l'utilisation de pesticides dans neuf régions géographiques.

Les problèmes potentiel d'intoxication par les pesticides chez les gros utilisateurs sont particulièrement exarcerbés par le fait que la plupart d'entre-eux connaissent très mal, sinon pas du tout, les dangers pouvant résulter de leur manipulation, tel que mis en évidence par une enquête effectuée auprès de 400 agriculteurs de la région de Sainte-Hyacinthe.

Dans le domaine des pesticides domestiques, une enquête auprès des résidents de la région du Lakeshore à démontré que près de 8 familles sur 10 faisaient appel aux services de firmes spécialisées dans l'entretient des pelouses (Gélinas et Perron, 1987). Il s'agit d'un phénomène apparemment nouveau et certainement en pleine croissance. L'enquête à d'autre part démontré que 70% des résidents entreposent des pesticides, et que plusieurs d'entre-eux sont périmés et interdits.

Ce tour d'horizon des divers impacts des pesticides sur les diverses composantes du milieu est fort incomplet: il ne tente que de mettre en évidence, par des exemples, les principaux problèmes. La consultation des travaux de Corriveau et al (1987) ainsi que du document de problématique produit par le ministère de l'environnement du Québec permettra aux intéressés d'approfondir considérablement la question.

2.0 Les modes de contrôle:

On distinguera dans cette section deux modes principaux de contrôle de l'usage des pesticides, soient les législations fédérales et provinciales, ainsi que l'ensemble des méthodes incitatives non législatives.

2.1 Législation fédérale et provinciale:

La figure 2 schématise le fonctionnement du contrôle de l'utilisation des pesticides au Québec, tout en identifiant les principaux intervenants et les types d'actions pouvant être entreprises.

Législation fédérale:

La loi sur les produits antiparasitaires, adoptées en 1972, constitue le principal outil fédéral de réglementation dans le domaine des pesticides. L'esprit et la philosophie de cette loi sont exprimés comme suit: "Nul ne doit fabriquer, emmagasiner, présenter, distribuer ou utiliser un produit antiparasitaires dans des conditions dangereuses" (art. 3(1)). Cette loi est administrée par le Ministère de l'Agriculture du Canada et permet d'exercer un contrôle strict particulièrement sur l'introduction de nouveaux produits sur le marché à travers le processus d'homologation.

Procédure d'homologation:

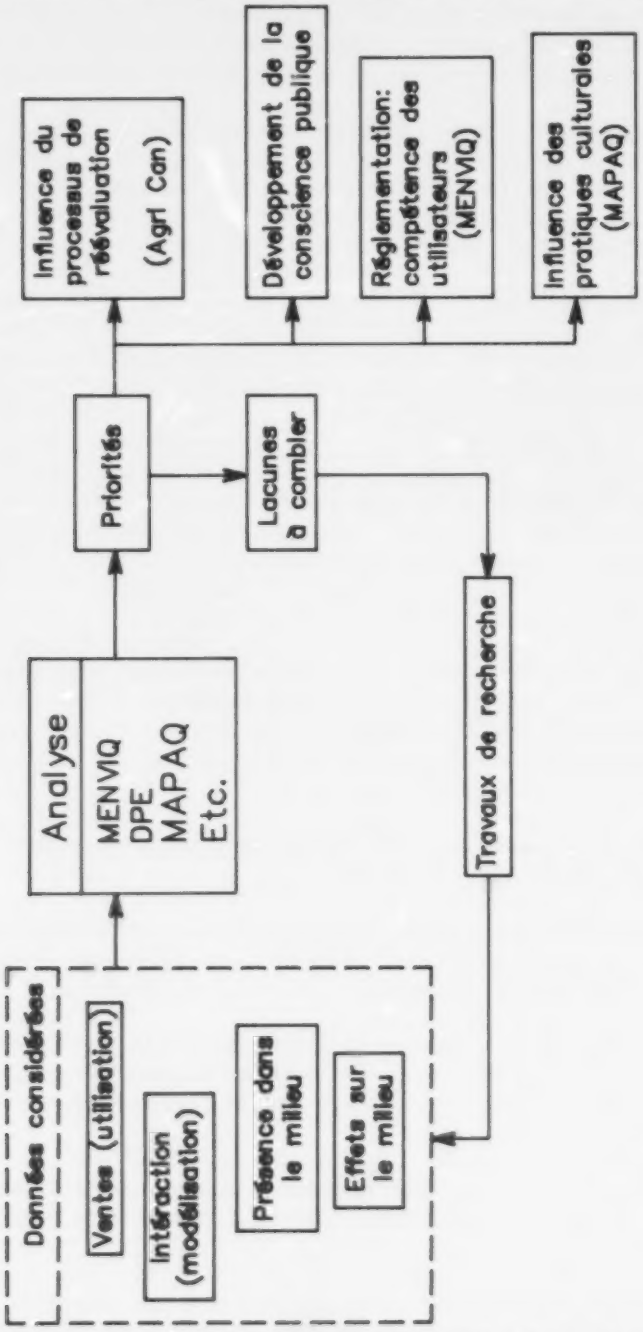
Toute demande d'homologation (enregistrement) d'un produit antiparasitaire, incluant les pesticides, faite en vertu de la loi doit être accompagnée de renseignements scientifiques suffisants pour faciliter l'évaluation de l'innocuité et de l'efficacité du produit. Les aspects évalués comprendront:

> l'efficacité du produit en tant que pesticide à combattre une nuisance;
>
> le danger pour la santé humaine: comprenant les résultats d'une batterie de tests de toxicité incluant diverses mesures de toxicité létale (à court terme) et chronique (à long terme).
>
> le danger pour l'environnement: tel qu'indiqué par la persistance du produit dans le milieu, sa capacité à se dégrader rapidement, son impact sur la faune des sols et sur les organismes non visés, comme les abeilles.

L'évaluation de l'ensemble des données fournies est faite par divers ministères fédéraux dont les principaux sont Pêches et Océans, Environnement, et Santé et Bien-Etre.

D'autre part, tout produit déjà homologué est susceptible d'être ré-évalué à la lumière de nouveaux renseignements obtenus au cours de sa durée de vie. Une telle démarche à mené au banissement récent des produits contenant du cyhéxatine, un acaricide utilisé dans la culture des pommes, poires, pêches et fraises, du houblon et des plantes ornementales. De même, le 2,4-D, herbicide à l'usage très répandu, est actuellement réévalué.

Figure 2: Schéma du contrôle de l'usage des pesticides au Québec



Légende: MENVIQ: Ministère de l'Environnement du Québec
DPE : Direction de la Protection de l'environnement.
MAPAQ : Ministère de l'Agriculture, des Pêcheries et de l'Alimentation

Autres intervenants fédéraux:

Plusieurs autres lois fédérales peuvent être applicables aux pesticides. Un bref résumé de chacune d'entre elles, ainsi que l'identification des ministères impliqués, est donné ici.

- Loi des aliments et drogues: (Santé Nationale et Bien être Social)

  Interdit la vente de produits dans lesquels se trouvent des substances nocives.

- Loi sur les contaminants de l'environnement:
  (Environnement Canada, Santé Nationale et Bien être Social)

  Permet la ceuillette de données sur l'utilisation, la vente, la fabrication ou l'importation d'un produit chimique;
  à la base d'études sur les dangers environnementaux et la santé.

- Loi sur les pêcheries: (Environnement Canada, Pêches et Océans Canada)

  Protège les poissons en interdisant le rejet de substances nocives pour le poisson et et l'utilisation qu'en fait l'homme.

- Loi sur la Convention concernant les oiseaux migrateurs:
  (Environnement Canada)

  Interdit le rejet de substances nocives pour les oiseaux migrateurs (ex: huiles ou tout autre substance dont les pesticides)

- Loi sur l'immersion des déchets en mer: (Environnement Canada)

  L'immersion de toute substance doit être conforme aux conditions d'un permis.

  L'élimination en mer de certaines substances est interdite (mercure, cadmium, organo-halogénés).

- Loi sur les ressources en eau du Canada: (Environnement Canada)

  Permet la planification, en collaboration, de la gestion des ressources en eau d'intéret national.

- Loi sur les eaux intérieures du Nord et
  Loi sur la prévention de la pollution des eaux arctiques:
  (Affaires indiennes du Nord)

  Assure le maintien de la qualité de l'eau;

  interdit le rejet de toute substance qui pourrait dégrader ou altérer la qualité des eaux.

- Loi sur le transport des marchandises dangereuses: (Transport Canada)

> Nul ne peut transporter ou faire transporter des marchandises dangereuses a moins que les règles prescrites de sécurité n'aient été respectées et que tous les récipients et les véhicules de transport ne soient conformes à toutes les normes prescrites de sécurité.

Législation provinciale:

La nouvelle Loi sur les pesticides, récemment adoptée, à été élaborée par le ministère de l'environnement du Québec de manière d'une part à couvrir les problèmes liés à une mauvaise utilisation des pesticides et d'autre part à promouvoir l'utilisation et le développement d'alternatives à l'utilisation des pesticides, telles que les méthodes de lutte biologique ou intégrées. Il s'agit donc d'un complément essentiel à la réglementation fédérale.

On constate ainsi deux aspects complémentaires à la nouvelle loi provinciale:

D'une part, toute utilisation ou vente de pesticides à des fins commerciales nécessitera un permis. Ce permis ne sera délivré qu'a la condition que l'entreprise qui en fait la demande ait à son emploi une personne physique titulaire d'un certificat, dont l'obtention sera contrôlée par un examen. Le certificat lui-même permettra à son détenteur d'utiliser certaines catégories de pesticides. Ainsi, on contrôlera de manière très stricte la compétence des divers utilisateurs de pesticides. Des cours de formation pourront être offerts par le ministère, ou des organismes reconnus par le ministère de l'environnement. Les applicateurs commerciaux et vendeurs de pesticides sont particulièrement visés par cette réglementation, ainsi que, éventuellement, les agriculteurs eux-même. On note que l'entreposage et le transport des pesticides sont, eux aussi, touchés par la Loi. Enfin, des registres de ventes, d'achat et d'utilisation des pesticides devront être tenus pour les produits les plus toxiques, et acheminés au Ministère où ils seront compilés pour permettre une vérification de la qualité et de l'efficacité du contrôle des ventes et des achats.

D'autre part, la ministère de l'environnement du Québec s'est engagé de par la Loi à encourager, par la subvention de travaux de recherche, le développement de méthodes alternatives de contrôle. Cet aspect de la législation provinciale est très intéressant, démontrant la conscience des autorités responsables du fait qu'actuellement l'utilisation des pesticides, même réduite, est nécessaire à l'agriculture, et que la seule manière de réduire considérablement leur emploi est de développer de nouvelles méthodes de lutte contre les ravageurs.

2.2 Modes de contrôle non législatifs:

Cette catégorie regroupe les mesures dont le but est d'inciter sans obliger les utilisateurs de pesticides à en réduire l'usage. Etant donnée leur importance en tant que principaux utilisateurs de pesticides au Québec, les producteurs agricoles sont les principales cibles de ce type de mesures.

Avertissements phyto-sanitaires:

Le ministère de l'agriculture, des pêches et de l'alimentation du Québec (MAPAQ) fait parvenir à tous les producteurs agricoles des recommendations et conseils relatifs aux arrosages des pesticides dans certains types de cultures. Ces recommendations prennent principalement la forme d'une feuille sur laquelle sont inscrites diverses informations sur l'état du développement ou la présence d'infestations, le type de pesticide devant être appliqué, ainsi que des prédictions sur les développement de certaines maladies selon les données climatiques.

L'ensemble des informations nécessaires provient tout d'abord d'un réseau de stations de dépistage. Chacun station consiste en un champ cultivé où des spécialiste de la détection d'infestations, ou "dépisteurs", vont régulièrement prendre des mesures de manière à évaluer l'abondance ou le développement de certains insectes ou champignons nuisibles. Ces dépisteurs utilisent des méthodes reconnues d'échantillonnage de manière à évaluer le moment optimal d'application d'un traitement aux pesticides pour assurer un bon contrôle des ravageurs. Les méthodes de dépistage, par ailleurs, sont sujettes à de constantes recherches pour en améliorer l'efficacité.

D'importantes informations concernant la répression proviennent de modèles mathématiques qui peuvent prédisent, à partir de données météorologiques, le développement de certains types d'infestations. Ces modèles doivent être constamment calibrés et validés en fonction d'observations sur le terrain.

Réseaux de dépistage:

Parallèlement aux avertissements phyto-sanitaires, certains producteurs agricoles peuvent se procurer les services de dépisteurs, qui viendront régulièrement vérifier dans leurs champs la présence ou le développement possible de maladies ou infestations. Il existe ainsi 5 réseaux de dépisteurs au Québec, tous partiellement subventionnés, pour des cultures nécessitant l'utilisation intensive de pesticides (pomme, petits fruits, pomme de terre, maraichers).

Les avantages du dépistage pour un agriculteur sont multiples:

il permet tout d'abord de prévenir toute perte due à une infestation imprévue;

A long terme, il résulte en une réduction considérable de l'emploi des pesticides ce qui se chiffre souvent par une diminution des coûts de production. L'avantage économique du dépistage n'est cependant pas

totalement établi dans tous les types de cultures à cause des coûts assez élevés que nécessitent les services de dépistage, même s'ils sont subventionnés.

Enfin, plusieurs des agriculteurs membres d'un réseau de dépistage changent leur attitude face à la gestion de leurs fermes. Il s'agit là d'un premier pas vers une gestion intégrée des cultures, qui tiens compte de tous les aspects de la production telle, par exemple, l'importance d'assurer un bonne fertilisation pour réduire la susceptibilité aux maladies.

Le dépistage n'est utilisé au Québec que depuis quelques années. Les techniques d'évaluation de l'état d'une infestation sont constamment améliorées ce qui nécessite des recherches pratiques constantes. C'est pourquoi les réseaux de dépistage travaillent en étroite collaboration avec des centres de recherches en agriculture (Agriculture Canada, Institut de Technologie Agricole, Ministère de l'Agriculture, des Pêches et de l'Alimentation, etc.) avec lesquels ils échangent de l'expertise et des informations techniques.

2.3 Recherche et développement:

Un dernier aspect du contrôle des pesticides comprend l'ensemble de tous les travaux de recherche ou de développement méthodologiques subventionnés ou commandités par les organismes de réglementation à des fins spécifiques, dont, en agriculture, le développement de techniques de dépistage.

A titre d'exemple, on donne ici une liste, par sujet, des divers travaux financés par Environnement Canada dans le domaine des pesticides.

Pesticides domestiques:

Une enquête auprès des résidents de la région du Lakeshore, effectuée de concert avec le Département de Santé Communautaire du Lakeshore, a permis de mettre en évidence certains problèmes liés à l'utilisation de pesticides domestiques. Une seconde enquête, d'un caractère similaire, est actuellement en cours dans la région de Lanaudière (DSC de Lanaudière).

Pesticides agricoles:

L'attitude des agriculteurs face à l'utilisation des pesticides est le sujet d'un enquête actuellement en cours (groupe ASERNE inc.). Ce travail compare les producteurs agricoles utilisant des méthodes de lutte intégrée contre les ravageurs (dépistage) et de ceux qui n'en utilisent pas, de manière à évaluer leurs motivations et ainsi tenter de mettre en évidence les raisons qui pourraient motiver un agriculteur à réduire son l'utilisation de pesticides.

Modélisation:

Un modèle mathématique simple d'utilisation a été développé pour prédire la vulnérabilité des eaux souterraines à une contamination par les pesticides. Ce travail à été effectué par les membres de l'INRS-eau.

Base de données:

Le développement d'un recueil informatisé de toutes les données disponibles sur les principaux pesticides en usage au Québec est actuellement en cours (compagnie SAGE). Les données considérées pour chacun des pesticides comprendront:

les diverses mesures de leur toxicité;
leur présence dans le milieu;
l'emplacement et la quantité de leur utilisation;
les principaux impacts environnementaux possibles sur le poisson et la faune (petits mammifères et oiseaux).

Conclusion:

Le futur du contrôle des pesticides, au Québec ou ailleurs, dépend du développement de méthodes alternatives à l'emploi de produits chimiques. Les avenues les plus prometteuses consistent en l'utilisation de pesticides biologiques, ou au développement et à l'adoption de nouvelles pratiques culturales. On peut se permettre d'être optimiste à ce sujet: on remarque ainsi qu'il y a une place réservée aux produits de la ferme issus de l'agriculture biologique dans certains supermarchés, signe de l'intéret porté par les consommateurs au problème de la contamination par les pesticides, suffisant pour les motiver à payer plus cher certaines denrées. L'utilisation de bactéries pour le contrôle de la tordeuse du bourgeon de l'épinette ouvre la voie aux méthodes biologiques d'éradication des pestes: la recherche dans ce domaine ne peut que s'intensifier. Les agriculteurs eux-mêmes sont de plus en plus conscients des problèmes de santé qui peuvent avoir comme origine l'utilisation de pesticides: on constate ainsi que plusieurs producteurs agricoles, particulièrement dans les cultures en serres, n'utilisent aucun pesticides.

Bibliographie:

Anonyme. 1984. "L'utilisation et la réglementation des pesticides au Canada". Publication conjointe d'Agriculture Canada, Environnement Canada, Pêches et Océans Canada et Santé et Bien-être social Canada.

Anonyme. 1987. "Pesticide Registrant Survey, 1986 Report". Document produit par la division de Produits Chimiques en Commerce, Environnement Canada

Anonyme. 1986. "Pesticide Registrant Survey, 1985 Report". Document produit par la division de Produits Chimiques en Commerce, Environnement Canada

Brown W.A. 1978. "Ecology of Pesticides". Wiley & Sons, ed.

Corriveau L. et P. Lajoie. 1987. "Revue de la littérature toxicologique et épidémiologique sur les pesticides les plus utilisés en agriculture au Québec". Rapport produit par le D.S.C. du Centre Hospitalier de l'Université Laval.

Gélinas J. et F. Perron. 1987. "Utilisation des pesticides en milieu résidentiel dans le territoire du département de santé communautaire de l'hôpital général du Lakeshore". Rapport produit par le D.S.C. de l'hôpital général du Lakeshore.

MENVIQ. 1986. "Pour une utilisation rationnelle des pesticides au Québec: Motifs et nature des interventions proposées par le ministère de l'Environnement du Québec". Document de travail produit par le ministère de l'environnement du Québec.

Pimentel D. et L. Levitan. 1986. "Pesticides: Amounts Applied and Amounts Reaching Pests". BioScience vol. 36: 86-91.

Reiss R. et J. Paré. 1984. "Les pesticides en agriculture au Québec en 1982". Rapport produit conjointement par Environnement Canada et le ministère de l'Environnement du Québec.

FONCTIONNEMENT D'UN REACTEUR SEQUENTIEL AEROBIE AVEC ENLEVEMENT BIOLOGIQUE DE PHOSPHORE DANS L'INDUSTRIE LAITIERE

MM. Claude Hade, Roeland H. Peters
Agropur, coopérative agro-alimentaire

RESUME

Depuis août 1984, Agropur épure les eaux usées de sa fromagerie d'Oka par un procédé biologique aérobie avec déversement séquentiel. Même après plusieurs mois d'opération, il était impossible de produire un effluent de qualité satisfaisante. Pour éviter l'expansion de l'usine d'épuration, un programme d'implantation de technologies propres et de sensibilisation des employés a eu pour effet de diminuer de 75% la charge organique et de 40% la charge hydraulique à épurer. L'élimination du phosphore dans tous les produits de lavage et l'introduction de périodes anoxiques dans le procédé de traitement a réduit de 100 $mg.l^{-1}$ à en deçà de 1 $mg.l^{-1}$ le phosphore dans l'effluent épuré. La sélection et la rationalisation de l'emploi des produits de sanitation a détoxiqué l'effluent brut et permis de rencontrer les autres normes du Ministère de l'Environnement soit: 30 $mg.l^{-1}$ de DBO_5, 30 $mg.l^{-1}$ de solides en suspension, 15 $mg.l^{-1}$ d'huiles et graisses et 1 $mg.l^{-1}$ de phosphore total.

Introduction.

Agropur, coopérative agro-alimentaire est la propriété de quelques 7 000 agriculteurs québécois. Sa principale activité englobe toutes les activités reliées à la production, la distribution et la transformation du lait. On retrouve sur le marché canadien plus de 1 100 différents produits manufacturés au Québec. Son Siège Social est à Granby. Environ 2 500 travailleurs participent aux diverses opérations de l'entreprise.

A son usine d'Oka, dans le comté de Deux-Montagnes, Agropur transforme le lait en fromages fins. Les activités de production et de sanitation sont réparties sur 16 heures par jour, 5 jours par semaine. Les eaux résiduaires générées par les diverses étapes de production étaient déversées dans le lac des Deux-Montagnes via un ruisseau et un marais situés en bordure du Parc Provincial d'Oka.

A la fin de 1983, Agropur met en place un traitement biologique du type réacteur séquentiel (RBS) pour épurer les eaux de sa fromagerie d'Oka. Dès la mise en marche, plusieurs problèmes sont venus perturber son fonctionnement dont, principalement, les surcharges hydraulique et organique. La charge hydraulique et la charge organique dépassaient régulièrement de 100% et 300% respectivement les charges de conception.

Suite à la mise en place et à la réalisation d'un programme de rationalisation de l'utilisation de l'eau dans l'usine, de la

réduction de la charge organique déversée dans les eaux usées, de l'utilisation des produits de lavage sans phosphore et de modifications mécaniques à l'usine d'épuration, les eaux traitées déversées rencontrent les normes du Ministère de l'Environnement du Québec.

Le coût des installations a été de 450 000 $ incluant l'interception. Le coût d'opération est voisin de 30 000 $ par année.

Description des installations. Toutes les eaux de pluie et les eaux de refroidissement indirectes sont déversées dans un réseau pluvial. Les eaux de procédé de même que les eaux domestiques sont dirigées vers le poste d'épuration dans un réseau séparé.

AGROPUR - USINE DE OKA
TRAITEMENT DES EAUX USÉES

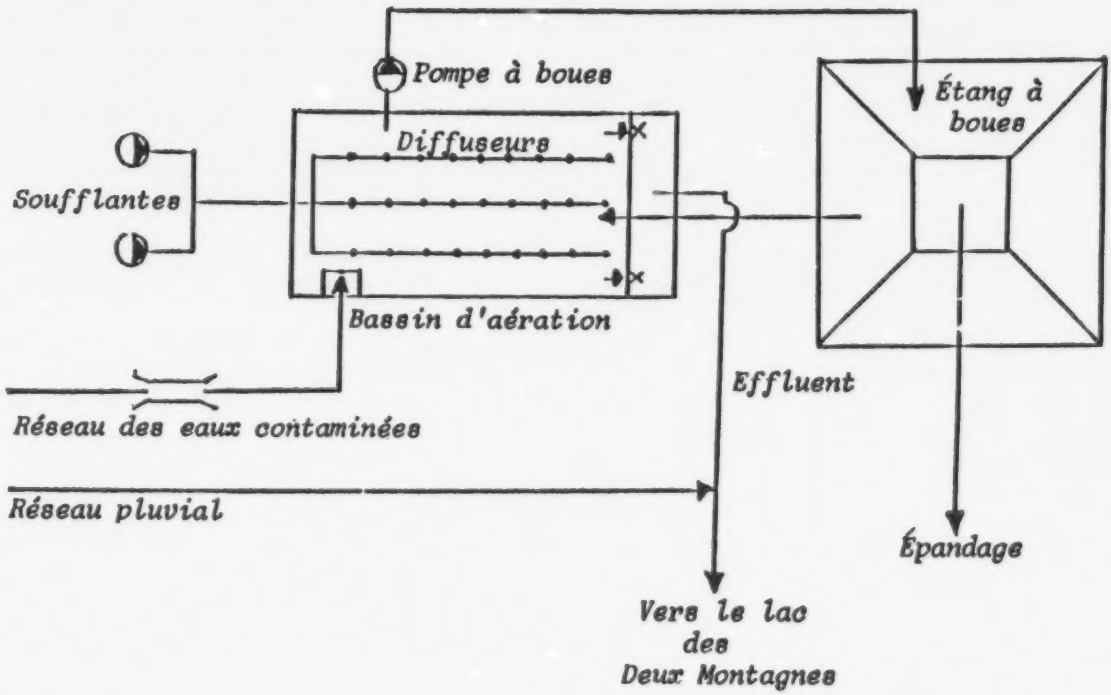


SCHÉMA 1 DIAGRAMME D'ÉCOULEMENT

Elles sont admises dans le bâtiment de contrôle et leur volume est mesuré dans un canal Palmer-Bowlus de six pouces. Les variations de débit sont enregistrées et un totalisateur indique le volume cumulatif déversé dans le bassin de traitement. Un

échantillonneur automatique prélève un échantillon à tous les 0,5 m^3 d'eau usée déversé dans le bassin de traitement. Un tamis maison récupère les solides plus grand que 5 mm. Il est vidangé manuellement à tous les deux mois.

Le bassin de traitement consiste en une structure rectangulaire de béton de 8,4 mètres de largeur par 23,5 mètres de longueur et 5,0 mètres de hauteur. Son volume utile est de 600 m^3 et peut recevoir quotidiennement 225 m^3. Deux soufflantes (une en fonction et une en attente) de 850 m^3/hre chacune fournissent l'air nécessaire au procédé. Leur fonctionnement est régi par un contrôleur d'oxygène dissous qui démarre ou arrête la soufflante en attente selon la concentration d'oxygène dissous dans le bassin. L'air y est distribué par 27 diffuseurs à grosses bulles.

Deux vannes de 300 mm avec opérateur pneumatique situées à l'extrémité opposée à l'entrée permettent de vidanger quotidiennement les eaux épurées. La vidange s'effectue par gravité à l'extrémite du bassin et d'un seul côté à la fois. Le déversoir consiste en un coude de 90° inversé muni d'un brise vide. Il plonge environ 400 mm sous le niveau d'opération minimum du bassin. Une pompe à boue permet de contrôler la concentration de solides biologiques dans le liquide mixte. Les boues sont évacuées dans un étang de 800 m^3. Le surnageant retourne par trop plein dans le bassin d'aération. Les boues sont accumulées dans un étang et vidangées annuellement. Elles sont épandues sur un terrain agricole adjaçent à l'usine.

Une pompe située dans le bâtiment de contrôle permet de prélever un échantillon des eaux traitées évacuées.

Tout le processus de traitement est contrôlé automatiquement par une minuterie électronique programmable. Cettte dernière peut garder en mémoire les diverses instructions au moins 12 heures en cas de panne de courant.

Les charges de conception du RBS sont données au tableau 1.

TABLEAU 1 - CHARGES DE CONCEPTION DU RBS

Nombre de jours d'opération	5
Débit ($m^3.j^{-1}$)	150
DBO_5 ($kg.j^{-1}$)	195
DCO ($kg.j^{-1}$)	300
PO_4-P total ($kg.j^{-1}$)	3,0

A l'automne 1984, la charge organique moyenne était 1 600 $kg.j^{-1}$ et la charge hydraulique de 250 $m^3.j^{-1}$ (tableau 2). Il était alors impossible de contrôler adéquatement le procédé de traitement. Il était impossible d'opérer sans les deux soufflantes soit 1 650 m^3/hre d'air. Il y avait même dégagement

de gaz nauséabond autour des installations de traitement. Après une inspection approfondie de l'usine certaines anomalies ont été identifiées et corrigées au début de mars 1985. La charge organique était alors abaissée à un niveau plus acceptable de l'ordre de 500 kg.j^{-1} et le débit diminué à environ 200 m^3.j^{-1}. (schéma 2).

En mars 1985, une révision complète de l'usine a été entreprise dans le but d'identifier les points de consommation excessive d'eau et d'étudier la possibilité de réduire la charge organique déversée dans le réseau d'égoûts. Un programme de sensibilisation des employés a aussi été mis sur pied.

L'application de certaines techniques visant à réduire à la source les pertes de produit (lait) ou de sous-produit (petit lait) et le gaspillage d'eau potable de même que l'intérêt démontré par tout le personnel de l'usine ont pour effet, quelques mois plus tard, de baisser le volume d'eaux usées à 150 m^3.j^{-1} et la charge organique en deçà de 300 kg.j^{-1}. Le schéma 3 montre l'impact partiel de ces réalisations sur la qualité de l'effluent de la station d'épuration. La qualité de l'effluent était alors de 200 mg.l^{-1} de DCO, 85 mg.l^{-1} de MES et 75 mg.l^{-1} de phosphore total.

Le remplacement des produits de sanitation et de désinfection contenant du phosphore par des produits exempts de phosphore a eu pour effet d'abaisser la concentration moyenne de cet élément dans les eaux brutes de 100 mg.l^{-1} à 15 mg.l^{-1}.

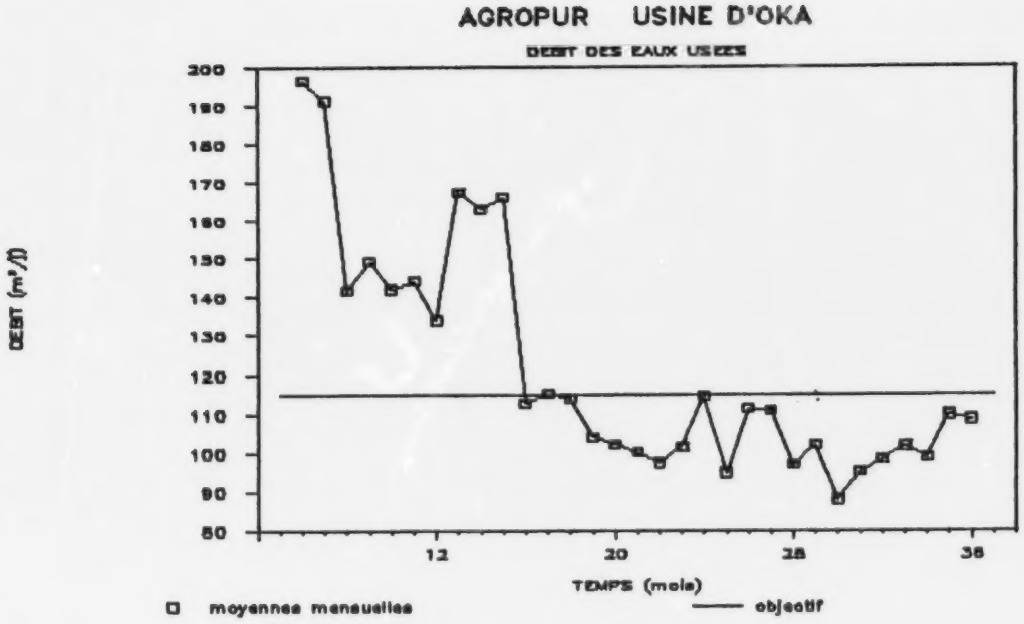
La qualité de l'effluent s'en est ausitôt ressentie. La concentration de phosphore a aussitôt diminué à près de 5 mg.l^{-1} (schéma 4).

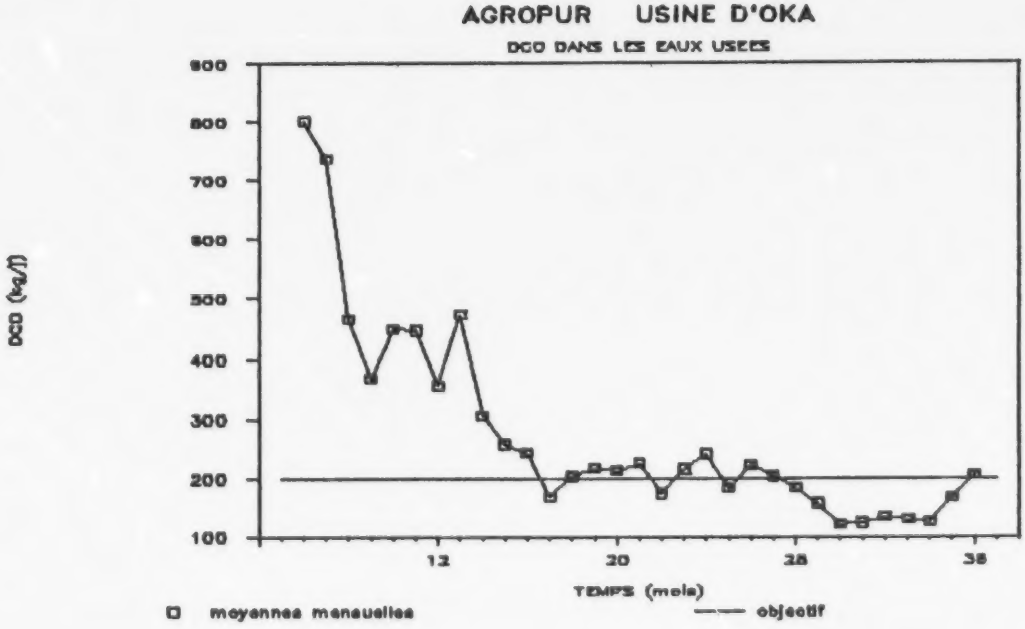
TABLEAU 2 - CHARGES DU RBS AU DEMARRAGE

Débit (m^3.j^{-1})	250
DBO_5 (kg.j^{-1})	950
DCO (kg.j^{-1})	1 500
PO_4-P total (kg.j^{-1})	15

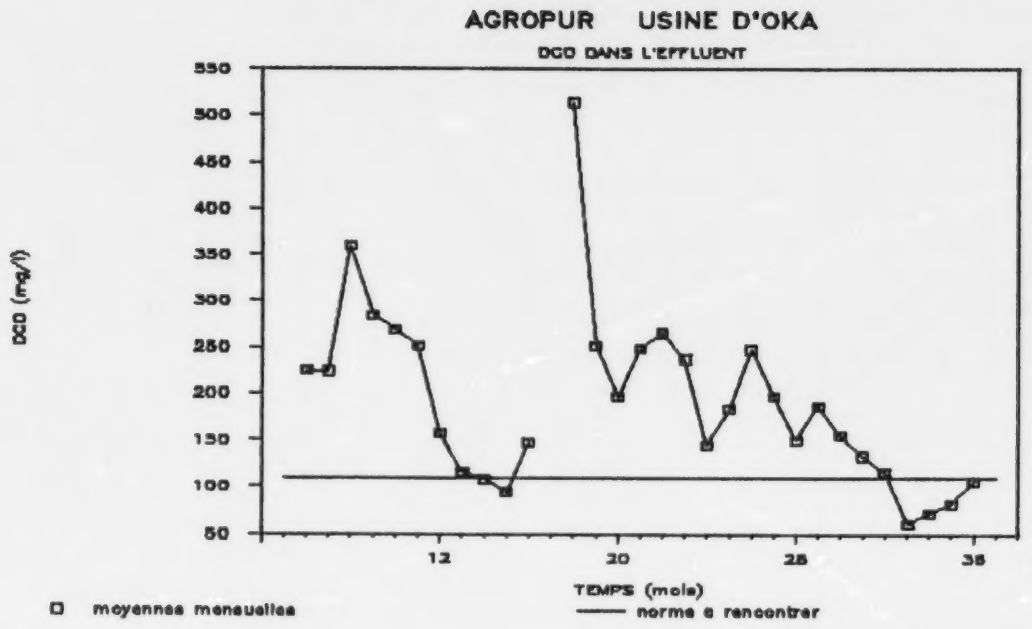
Toutes ces mesures ont eu pour effet de rendre la qualité de l'effluent presque compatible aux normes du Ministère. Toutefois, l'opération est demeurée assez instable à cause de différents problèmes:

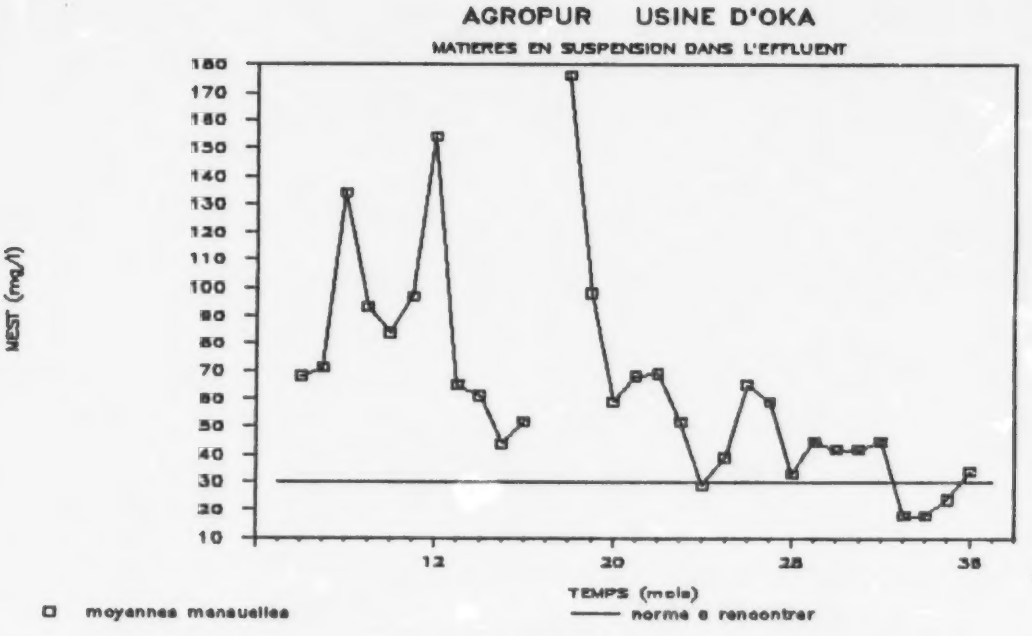
- .gel des conduites d'alimentation d'air des opérateurs des vannes de vidange,
- .bris du réseau de distribution d'air dans le bassin d'aération,
- .gel de la conduite d'évacuation des boues,
- .utilisation excessive de produits de désinfection dans l'usine,



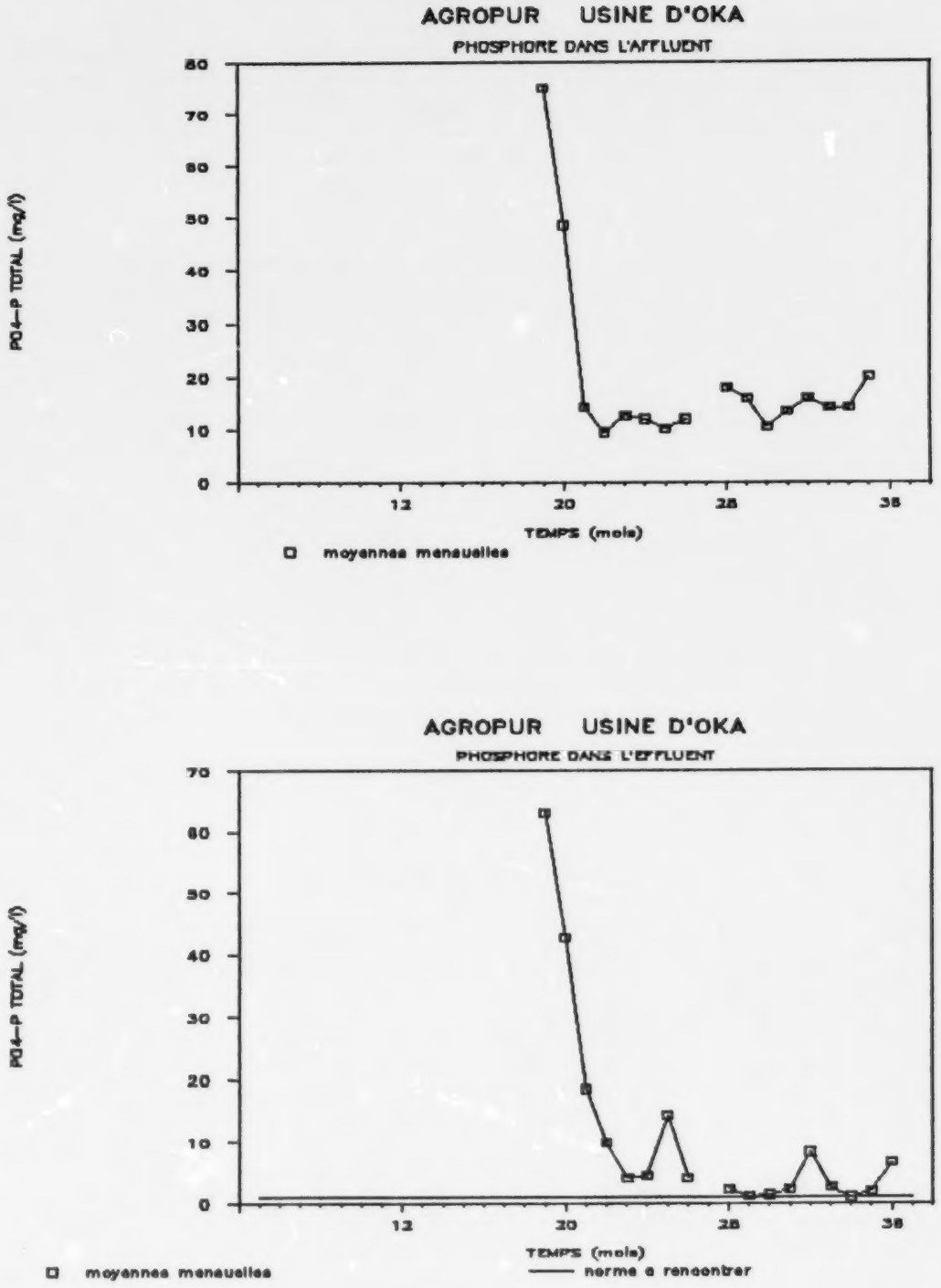


SCHEMA 2 CHARGES A TRAITER





SCHEMA 3 QUALITE DE L'EFFLUENT



SCHEMA 4 ENLÈVEMENT DU PHOSPHORE

.mauvaise conception du déversoir.

Bien que tous corrigés le problème majeur a certainement été la conception du déversoir. A cause de sa configuration, il permettait la vidange de boues avec l'effluent traité. Cette perte était aussi importante que la quantité purgée normalement par la pompe à boue, réduisant ainsi l'âge des boues à environ la moitié ou plus de l'âge visé de 30 jours. Cette situation a été corrigée à la fin de juillet 1987.

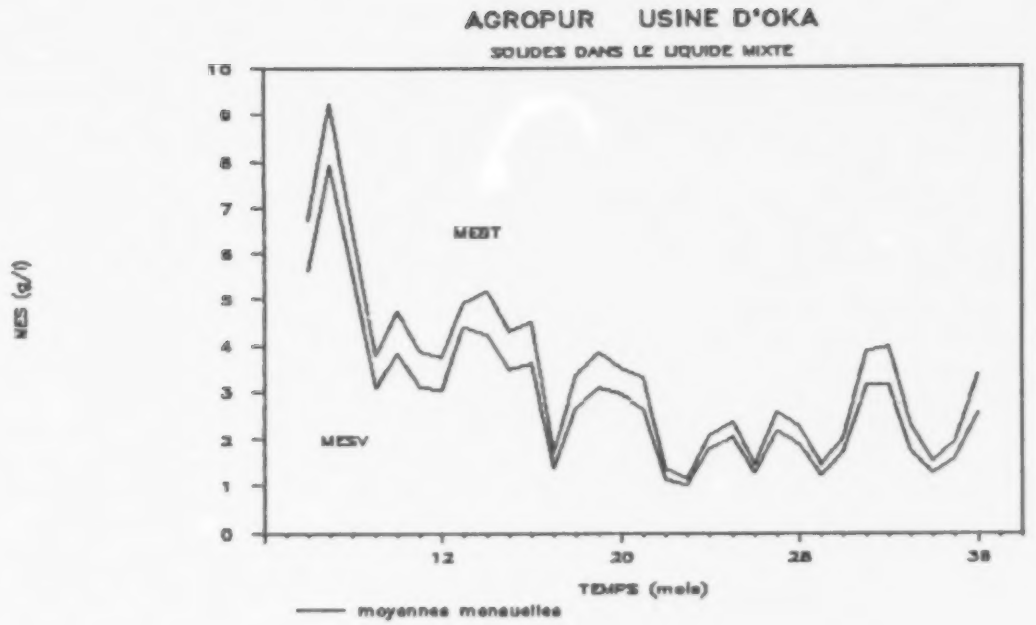
Mode de fonctionnement. Dernièrement, des conditions d'opération stables ont été atteintes. L'horaire d'opération du RBS a été fixée selon l'horaire de production dans l'usine. Le tableau 3 en montre les détails.

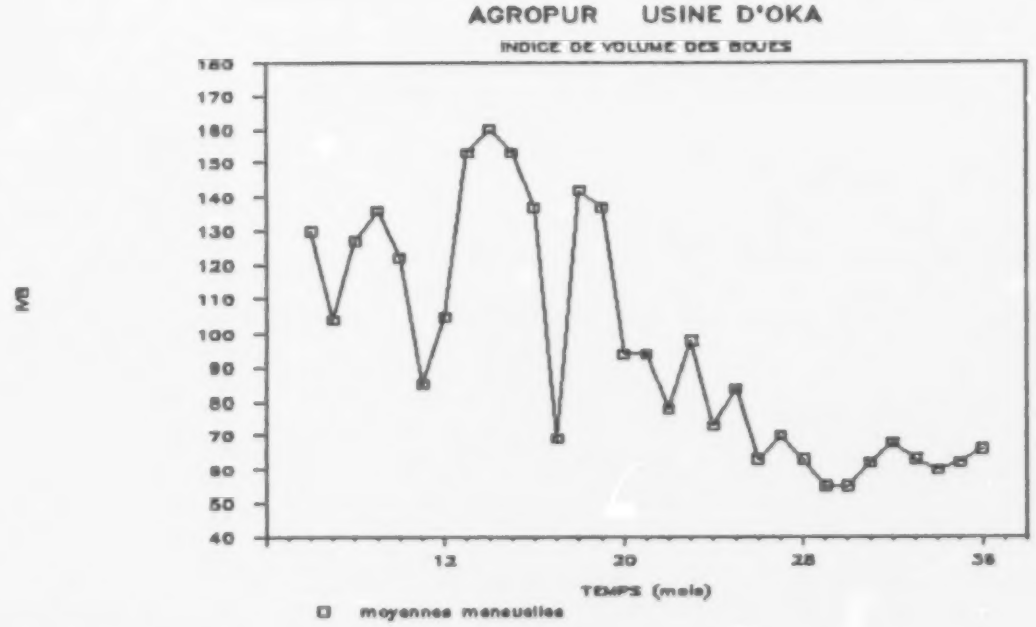
TABLEAU 3 - HORAIRE D'OPÉRATION DU RBS

HEURE	FONCTION
05:00	Aération
06:00	Vidange des boues (liquide mixte).
10:00	Arrêt de l'aération
12:30	Aération
15:30	Arrêt de l'aération
18:00	Aération
03:00	Décantation
04:00	Vidange

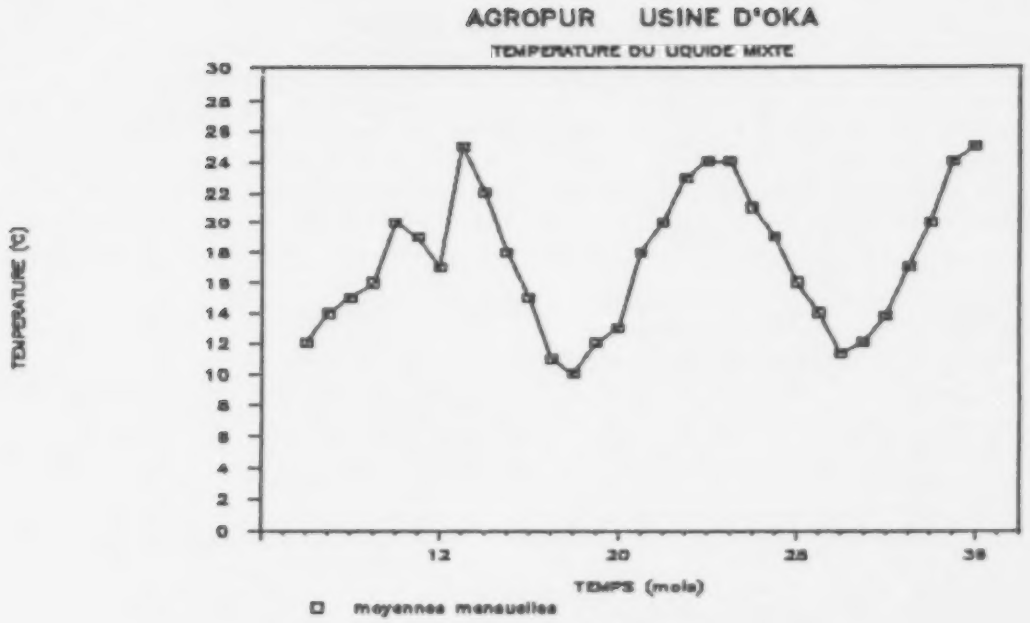
Durant la période de remplissage, deux périodes d'arrêt de l'aération ont été introduites dans le but de favoriser l'enlèvement de l'azote et surtout du phosphore. L'horaire d'opération, montrée ci-haut, est en vigueur du lundi au vendredi. Etant donné qu'il n'y a pas de production en fin de semaine, il y a aération continue durant toute cette période. La concentration de solides en suspension totaux dans le liquide mixte semble se stabiliser à environ 3 000 $mg.l^{-1}$ (schémas 5 et 6). L'âge des boues est d'environ 50 jours. Le rapport F/M est généralement de l'ordre de 0,05 à 0,1. L'indice de volume de boues est de 70. La température moyenne hebdomadaire maximale est de 26°C durant l'été tandis que durant l'hiver la moyenne hebdomadaire minimale est de 10°C.

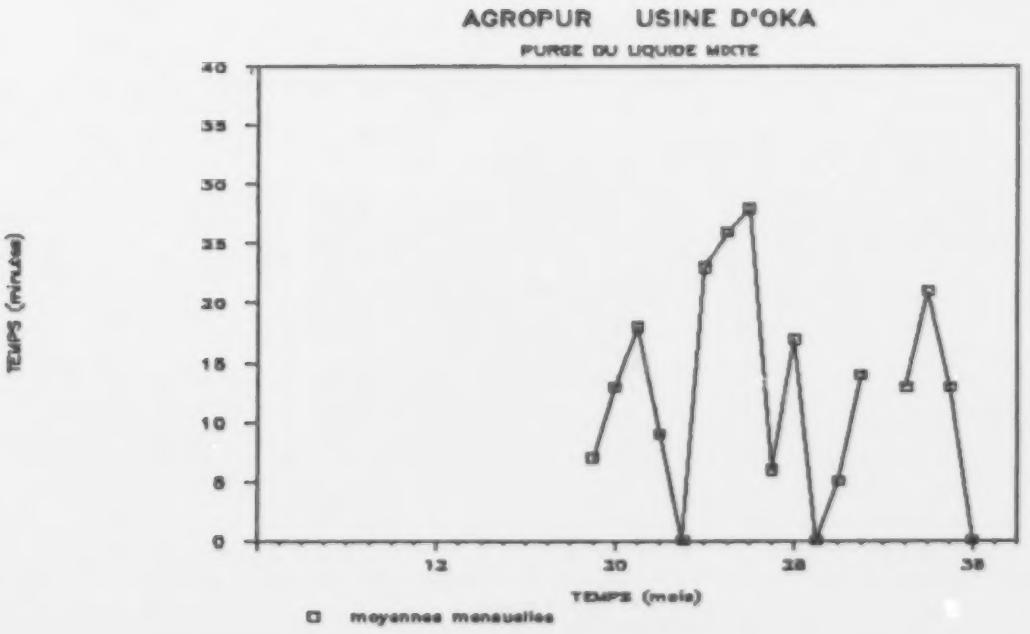
La qualité de l'effluent déversé est maintenant de 75 $mg.l^{-}$ de DCO, 22 $mg.l^{-1}$ de DBO_5, 25 $mg.l^{-1}$ de MES, 3 $mg.l^{-1}$ de





SCHEMA 5 ÉVOLUTION DU LIQUIDE MIXTE





SCHEMA 6 CONTRÔLE DU LIQUIDE MIXTE

phosphore total et moins de 15 mg.l^{-1} d'huile et graisse. Le débit est voisin de 135 m^3.j^{-1}. L'optimalisation du temps de rétention des solides biologiques permettra certainement d'atteindre des concentrations de phosphore total dans l'effluent en deçà de 1.0 mg.l^{-1} en tout temps.

Coûts. Les coûts de construction du poste de traitement incluant les travaux d'interception sont de 450 000 $. Les coûts d'opération sont de l'ordre de 30 000 $ par année. La surveillance et l'entretien sont assurés par le personnel technique de l'usine et nécessitent environ 1,5 heure par personne par jour. Le coût d'énergie représente environ 5 000 $ par année soit 40% du coût initial. Une économie substantielle a pu être réalisée en installant un contrôleur d'oxygène. Ce dernier met en marche la soufflante en attente lorsque la demande en oxygène est plus grande que la capacité d'une seule soufflante. Cette situation se produit généralement lorsque la température dans le basssin d'aération dépasse 24°C ou que la charge organique instantannée dépasse considérablement la valeur acceptable.

CONCLUSION

Malgré la mise en marche du poste de traitement des eaux usées dans des conditions difficiles en 1984, les eaux rejetées par la fromagerie d'Agropur à Oka ne sont plus la cause de nuisance pour l'environnement. Leur qualité est compatible aux normes de 30 mg.l^{-1} de DBO_5, 30 mg.l^{-1} de solides en suspension et 15 mg.l^{-1} d'huile et graisse. L'intervention positive du Ministère de l'Environnement du Québec, l'encouragement de la direction d'Agropur et l'intérêt du personnel de l'usine d'Oka y auront contribué pour une grande part.

BIBLIOGRAPHIE

R. Zaloum, J. Hadjinicolaou, D. Bélanger, P. Bergevin, "Potentiel de la technologie des réacteurs en discontinu par opération séquentielle pour le traitement d'effluents à haute charge" Compte rendu 8e Symposium sur le traitement des eaux usées, A.Q.T.E., novembre 1985.

D. Bélanger, P. Bergevin, J. Laperrière, R. Zaloum, "Conception, contrôle et efficacité d'un R.B.S. pour l'épuration des eaux usées d'un abattoir" Compte rendu 8e Symposium sur le traitement des eaux usées, A.Q.T.E., novembre 1985.

R.L. Irvine, D.U.S. Murthy, M.L. Arora, J.L. Copeman, J.A. Heidman, "Analysis of full scale S.B.R. operation at Grundy Center Iowa", Journal WPCF, volume 59, number 3.

M.L. Arora, E.F. Barth, M.B. Umphres, "Technology evaluation of sequencing bath reactors", Journal WPCF, volume 57, number 8.

J.L. Barmard, "Background to biological phosphorus removal", Wat. Sci. Tech., volume 15, Capetown, pp. 1-13.

International Dairy Federation, "Nutrient sources in dairy effluent. (Phosphorus and nitrogen) Elimination and treatment". Bull. Int. Dairy Fed., number 195 (185).

Anaerobic treatment of Slaughter House Waste Water

R.Y. Chen; R.T. Lin; C.Y. Chang

Renewable Energy Division, EMRO, ITRI, TAIWAN

SUMMARY

The work done in this topic is a 50 liters anaerobic digester test in the pollution control laboratory of EMRO (Energy & Mining Research/Service Organization) of ITRI Taiwan. Purpose of this test is to develop a process which can treat around 10,000 MT/D of waste water from slaughter house to meet the government environmental regulation. Average composition of the waste water are: COD 1,500 ppm; BOD 1,000 ppm; S.S. 920 ppm; PH6-8.

We used a special designed UBF (Upflow Blanket Filter) anaerobic digester for the test which contains a combination of Minlox pp plastic ring and porcelain ring as filter element. At the loading rate of 4.0Kg COD/M^3. day and 12 Hrs. of HRT, Effluent from the digester contains only 150 ppm of COD and 80 ppm of BOD which has already lower than the government's restriction standard. The average stripping efficiency for COD is 90% and for BOD is 92%.

Besides, a certain amount of biogas (equivalent to 0.25 M^3/Kg COD consumed) has also been collected. This biogas contains 65%-75% of methane and a few amount of H_2S (0.1%-0.3%). It can be used either in the heating of digester's influent to keep digester content at 35°C of digestion temperature or to be used as fuel for utitity purpose. Therefore the whole process will be very economical and simple when scale up for commerical installation.

Introduction

Anaerobic digestion has long been considered to be an excellent and cost-effective method to reduce the pollutants in many types of industrial waste water. In view of such advantage, it has frequently used in Taiwan to treat various types of agricultural and biological wastes. Based on the past experience, design of bioreactor plays an essential role to the successful application of anaerobic digestion to the waste water treatment.

It has recently found that a considerable amount of waste water is released from the slaughter-house during the processing of livestocks. Such waste water generally contains great amount of nutrient such as protein, fats, and amino acids which can be utilized by many anaerobic microorganisms. Hence, we conducted an experiment using Upflow Blanked Filter Anaerobic system (UBF) to

investigate the feasibility and operational parameters for the treating of slaughterhouse effluent. This report gives the findings related to our experimental operation of such system.

System Description

The anaerobic system used in this experiment is illustrated in Figure 1. The UBF digestor was an acrylic column with an ID of 30 cm and a height of 70 cm. The total and liquid volumes were 49.45 and 42.0 liters respectively. The packing material used included P.P ring, and ceramic rashig ring. The properties of those rings are described in Table 1. An Iwaki 1V x G-AK 40 metering pump and a PM 3A Alexander Wright wet-type gasmeter were used in the system. A H_2S adsorption column containing Iodine and iodide solution was equiped to protect the wet-type gasmeter. An electric heating system was equiped to controll the digesters temperature at the range of 35±1°C.

Results and Discussions

The system was operated for 310 days. During that test period,

COD, pH , VA, total alkalinity, BOD were measured and analyzed periodically to investigate the effects of various operational pamameters on the microbial inoculation enrichment and acclimation. The gas produced was also analyzed with a HP 5880A gas chromato graphy.

The inoculum obtained from manure was seeded into the digestor on the sludge bed at the beginning of the experiment. A surplus amount of sludge was seeded into the digestor to balance the washed out until it became stabilized as monitored with COD and daily gas production. In this experiment, 30 days was used to stabilized the sludge bed maintained in the digestor (Figure 2).

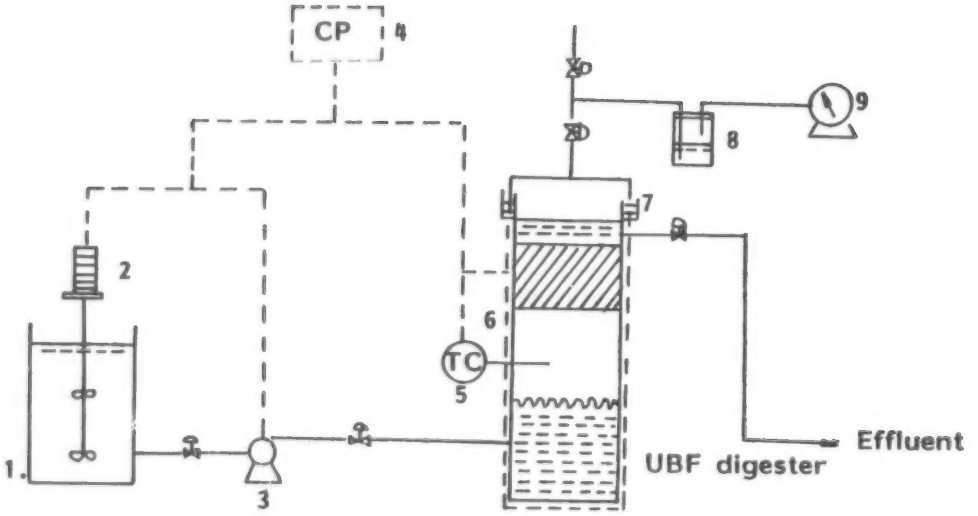
The enrichment started from the 31st day after inoculation of the digestor and continued to the 105th day. During this period, synthetic artificial waste water for sludge stabilization was feeded into the digestor at a rate (loading rate) of 0.99 Kg COD/m^3/day. Table 2 gives the chemical characteristics of the synthetic artificial waste water used in the experiment. The average gas production and COD removal were 15L/day and 89% respectively during enrichment period (Figure 2; Table 3). The bacteria developed at this stage was found to be methanobacterium, methanosacina and methanococuis. Acclimation followed the enrichment and proceeded for 3 weeks from 105th to 125th day. After 2 steps of acclimation, the COD removal had reached to 95% (Table 3). The loading rate of the system used in this experiment was 4 Kg COD/m^3/day in stead of commonly used 0.2 Kg COD/m^3/day because the concentration of slanghterhouse

waste water was relatively low (its COD concentration was in the range of 1400-2000mg/l). At such loading rate, the COD removal was found to be around 90-93% (Table 3).

The stability determination which involved starvation tests was conducted from the 244th day to the 310th day. It was found that with a 5-day starvation period, the system can be re-operated to the optimal condition within 1 week; while a 14-day starvation period required 10 days to resume the system. Besides, the data collected from this experiment was compared with those obtained from an UASB system and presented in Table 4.

Conclusions

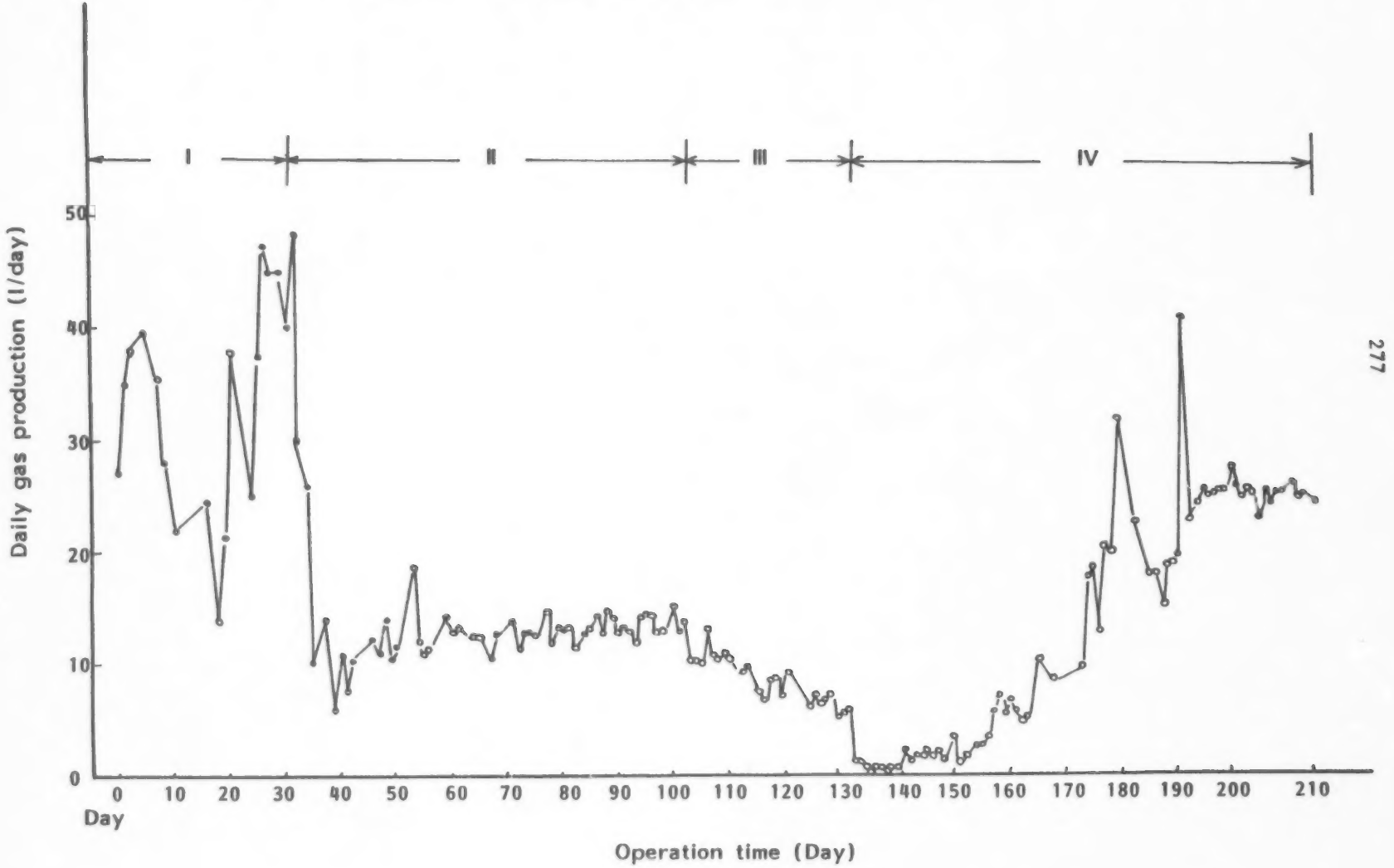
1. With regard to the COD removal and starvation shocking, the results of treating slanghterhouse waste water with an UBF system seemed quite acceptable.
2. Start-up process was essential to the successful operation of an anaerobic system.
3. The performance of low cost filter materials used in this UBF system met our requirement with no difficulties.
4. The UBF digestor could be competitive in the current market in Taiwan.



1. Feed storange tank.
2. Motor.
3. Metering Pump.
4. Control Panel.
5. Thermocouple.
6. Heating System.
7. Water seal.
8. H_2S absorption column.
9. wet-type gasmeter.

Fig.1. The schematic Diagram of UBF anaerobic system.

Fig.2 The daily gas production of Slaughterhouse waste Digestion at Various Step.



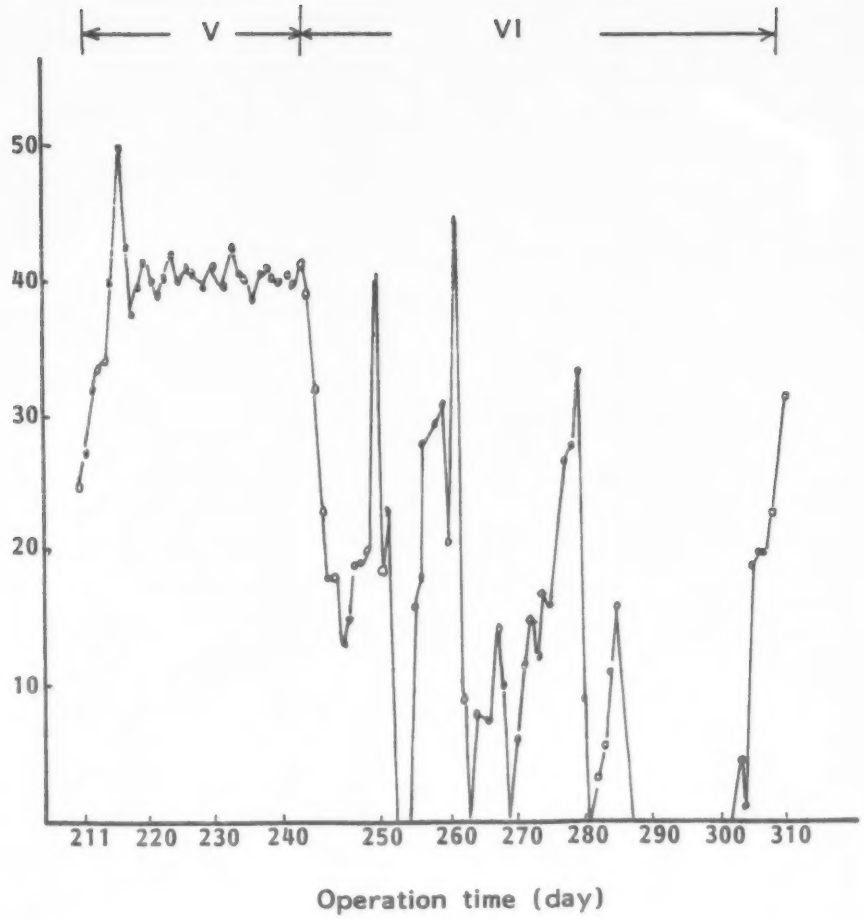


Fig.3 Daily Gas Production of Slaughter house waste Digestan

Table 1. The properties of packing materials in UBF system.

Item / Materials	size	numbers per cubic meter	weight per cubic meter	viod (%)	Specific Surface area (m^2/m^3)
P.P. plastic ring	$\frac{3}{4}$" x $1\frac{11}{16}$"	35,000	120	91	161
Raschig ring	$\frac{3}{4}$" x $\frac{3}{4}$"	111,300	710	68	265

Table 2. The composition of synthetic artificial waste water

Chemicals	concentration (mg/l)
$C_6H_{12}O_6$	4,000
CH_3COOH	4,000
K_2HPO_4	300
KH_2PO_4	180
NH_4Cl	680
$(NH_4)_2SO_4$	150
$MgSO_4 \cdot 7H_2O$	90
$CaCl_2 \cdot 2H_2O$	60
$CoCl_2 \cdot 6H_2O$	20
$MnSO_4 \cdot 4H_2O$	15
$CuSO_4 \cdot 5H_2O$	5
$NaHCO_3$	3,000
$FeSO_4 \cdot 7H_2O$	20

Table 3. COD treatment efficiency of UBF system at various step within 310 days.

Items / Operation Step.	Feed COD (mg/l)	Effluent COD (mg/l)	Treatment efficiency (%)
II. Enrichment	5,243	598	89
III. Acclimation	4,081	154	96
	3,417	174	95
IV. L.R. Test (0.2-2 Kg COD/m^3/day)	1,466	104	93
	1,438	113	92
	1,974	185	91
V. L.R. Test (4 Kg COD/m^3/day)	1,766	190	89
VI. Stability Test	1,693	42	98

Table 4. The characteristics comparison of UASB & UBF System of slaughterhouse waste treatment.

Reactor	waste strength COD (g/l)	suspension solids (g/l)	reactor size (l)	Temp (°C)	L.R. (g/l/day)	Conversion (%)
UASB	1.5-2.2	0.75-1.1	30	20 - 30	6 - 10	91 - 87
UBF	1.3-2.0	0.43-0.8	49	35	4	89

A PILOT STUDY OF AEROBIC SUBMERGED FIXED-FILM TREATMENT OF PETROLEUM REFINERY WASTEWATERS

M.F. Hamoda and A.A. Al-Haddad
College of Engineering and Petroleum
Kuwait University, Box 5969, Kuwait

Petroleum refineries generate considerable wastewater effluents and release a complex set of oxygen-demanding materials and priority pollutants into the natural environment. At the present time, many of the refinery effluents are treated using costly physico-chemical processes. Effective application of biological treatment technology is likely to reduce markedly the cost of treating refinery wastewaters. A number of successful full-scale biological systems specifically designed for the removal of petroleum hydrocarbons have caught the attention of the concerned industries, regulatory authorities and engineers. Interest so far has focused on the application of suspended growth biological systems such as the activated sludge process but there is a great potential for the application of attached growth (fixed-film) biological systems.

This study has dealt primarily with the application of an aerated submerged fixed-film (ASFF) biological system to the treatment of petroleum refinery wastewaters. The ASFF system was developed for operation in hot and dry climates (3). A pilot plant was installed and operated at the Shuaiba petroleum refinery in Kuwait to ascertain the potential for this technology after successful laboratory testing.

DESCRIPTION OF FACILITIES

The Shuaiba refinery currently processes about 200,000 bbl of crude oil daily and uses several units for this purpose which include crude oil desalters, crude and vacuum distillation, gas processing and hydrogen production, naptha treating and reforming, distillate unifiers, lube oil blending and sulfur recovery. It generates about 150 m^3h^{-1} of wastewater which is high in oil, ammonia, hydrogen sulfide, chemical oxygen demand (COD) and chloride contents. The wastewater also contains toxic organics (phenol) and heavy metals (nickel, lead, cadmium) and is slightly alkaline. The existing wastewater treatment facilities include degasser to release light dissolved gases, hydrogen sulfide and ammonia strippers, API separator for oil removal, and induced air flotation (IAF) for secondary de-oiling with pH adjusted and polyelectrolytes added to promote foaming and coalescence of emulsified oil. After these treatments, the effluent still contains pollutants which ultimately find their way to the Arabian Gulf waters. Therefore, biological treatment is suggested for removal of dissolved organics including phenols as well as residual oil and ammonia. The

effluent stream leaving the IAF treatment was introduced to the ASFF pilot plant for further treatment.

The pilot plant installed has a capacity of 1.2 m^3d^{-1} and comprises four ASFF units made of plexiglass, each of 50 litres liquid volume. Each unit is divided into four equal-size compartments (stages) in series and contains 40 equally-spaced ceramic plates, which are completely submerged in the liquid, providing a surface area of 3.6 m^2/unit for microbial attachment. Compressed air is supplied at a regulated rate through tube diffusers at the bottom of each compartment as to create rising air bubbles in the space between plates and maintain adequate dissolved oxygen levels in the units. The wastewater is continuously pumped to each unit at a preset flow rate. Details of the ASFF units and operating characteristics were reported previously (3). The pilot plant was operated for four months during which the ambient temperature ranged between 19 to 27 °C. After proper acclimation of attached biomass to refinery effluent, the plant operation was monitored and samples taken were analyzed according to Standard Methods (1).

RESULTS AND DISCUSSION

Three ASFF units were operated simultaneously at different but constant, flow rates giving hydraulic loading rates of 0.03, 0.06 and 0.12 $m^3m^{-2}d^{-1}$ using the IAF treated refinery wastewater. The fourth ASFF unit received the same wastewater stream but after pretreatment (coagulation-flocculation-sedimentation) using 100 mgl^{-1} alum and was operated at 0.12 $m^3m^{-2}d^{-1}$. Results showing variations in the ASFF unit influent and treated effluent COD during long-term operation at 0.12 $m^3m^{-2}d^{-1}$ using the IAF refinery wastewater with and without alum pretreatment are displayed in Figs. 1 and 2, respectively. Alum pretreatment proved to be effective in reducing the levels of some waste constituents prior to biological treatment thus resulting in improved system performance regarding COD removal. Apparently, alum removal of organics present in the colloidal form contributed to such improvements. However, operating costs will be markedly higher with alum treatment. In addition, sludge handling problems, increased dissolved solids and possible pH complications would not justify adoption of such a treatment.

Performance of the ASFF system operated at three hydraulic loading rates (0.03, 0.06 and 0.12 $m^3m^{-2}d^{-1}$) was satisfactory but higher removal efficiencies were generally obtained at lower applied (hydraulic/organic) loadings, especially for COD reduction and ammonia nitrification. Removal efficiencies up to 80% were obtained for COD and ammonia. Phenol concentrations were reduced to undetectable levels. Hydrogen sulfide was eliminated by air stripping. The biologically treated effluent contained only traces of oil while heavy metals (copper, cadmium, lead and nickel) concentrations were reduced to permissible levels. A clear

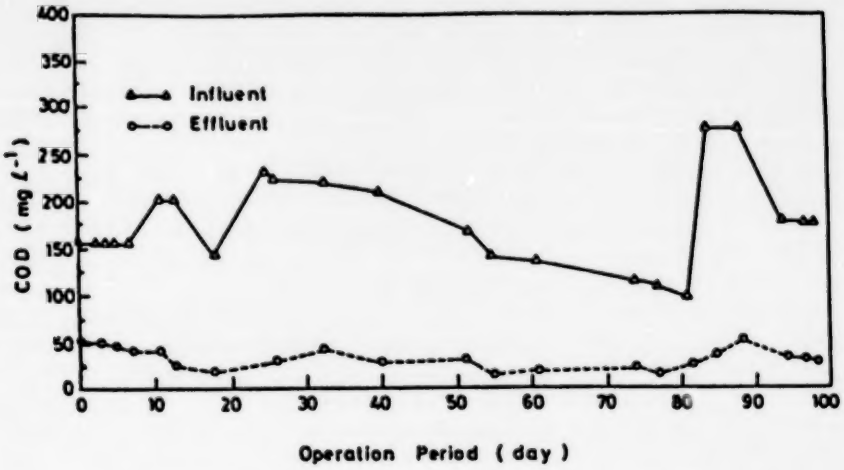


Fig. 1. Long-term operation of the ASFF reactor on "alum-pretreated" IAF refinery effluent.

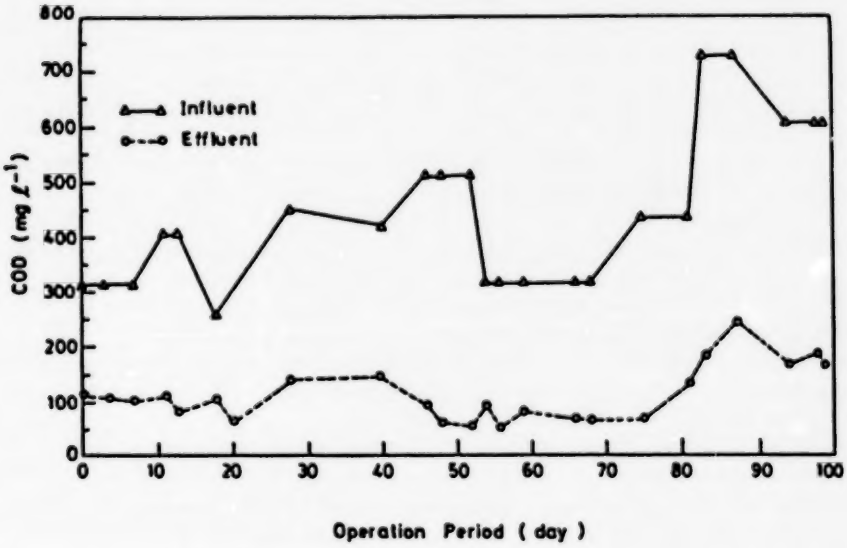


Fig. 2. Long-term operation of the ASFF reactor on "raw" IAF refinery effluent.

effluent was obtained which consistently contained less than 30 mgl^{-1} suspended solids after effluent settling for one hour. The results obtained were generally better than those reported by Congram (2) for the rotating biological contactor (RBC) system treating a petroleum refinery wastewater.

The ASFF system performance at different loading rates was associated with the development of varying, but adequate, amounts of attached biomass especially in the first stage of the ASFF unit. Figs. 3 and 4 show the attached biomass observed at different organic loadings for both the "raw" influent and the "alum-pretreated" influent (at 50 and 100 mgl^{-1} alum). The amount of attached biomass increased as the loading was increased. Meanwhile, the first stage media retained the largest amount of biomass. In the range of loadings studied, the biofilm volatile solids retained in each stage appears to be in proportion to the amount of substrate (feed concentration) received. High removals of substrate (filtered COD) in the first stage resulted in smaller amounts of attached biomass in the successive stages of the ASFF unit.

It can be seen from Figs. 3 and 4 that alum-pretreated wastewater feed generally resulted in smaller amounts of attached biomass retained in the first stage of the ASFF unit compared with untreated wastewater feed. This may be attributed to the lower influent substrate concentrations received in the case of alum-pretreated wastewater feed but can be also the result of alum deposits enmeshed in the attached biofilm as observed by microscopic examination. Although alum additions to the activated sludge aeration tanks proved to be non-inhibitory to the suspended biomass (4), it may have an adverse effect on the attached biomass in fixed-film reactors due to substrate diffusion limitations. Additional studies are needed in order to substantiate this hypothesis. However, alum addition for refinery effluent treatment prior to the ASFF biological system should be judged based on economic analysis.

These results clearly indicate that the ASFF system is capable of retaining considerable amounts of attached biomass which, when coupled with the good oxygen transfer capacity of the system, would provide successful performance. Meanwhile, staging of the ASFF unit is effective in dampening excessive loadings frequently encountered during refinery effluent treatment.

CONCLUSIONS

The aerated submerged fixed-film biological system proved to be effective in upgrading the quality of an IAF-treated refinery effluent to acceptable limits. Adequate system performance was obtained in spite of the complexity and apparent toxicity of the wastewater. The system was successfully operated at a wide range of loading rates but treatment efficiency decreased as the loading was increased. A large amount of attached biomass is retained in the system

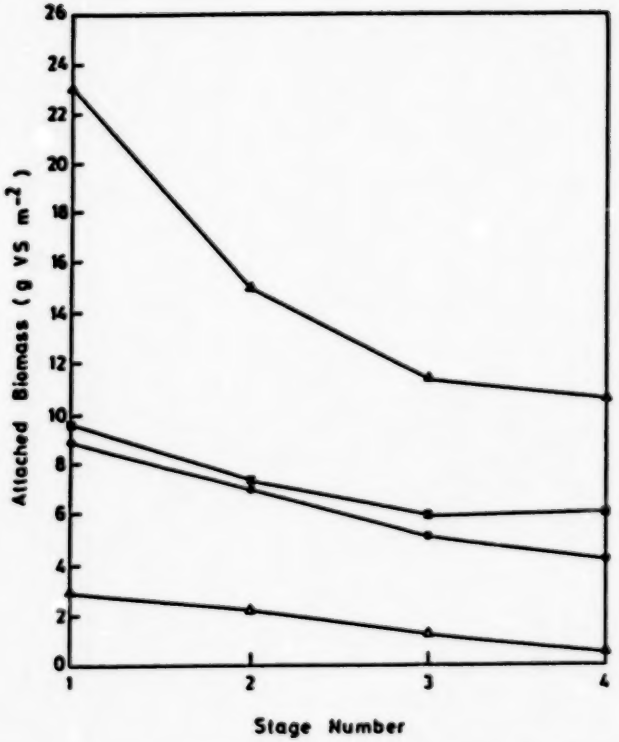


Fig. 3. Attached biomass in the ASFF reactor treating refinery effluent at low loadings (Δ 100 mg l^{-1}-pretreated effluent at 14 g COD $m^{-2}d^{-1}$, ▪ raw effluent at 14 g COD $m^{-2}d^{-1}$, ● 100 mg l^{-1} alum-pretreated effluent at 27 g COD $m^{-2}d^{-1}$, ▲ raw effluent at 27 g COD $m^{-2}d^{-1}$).

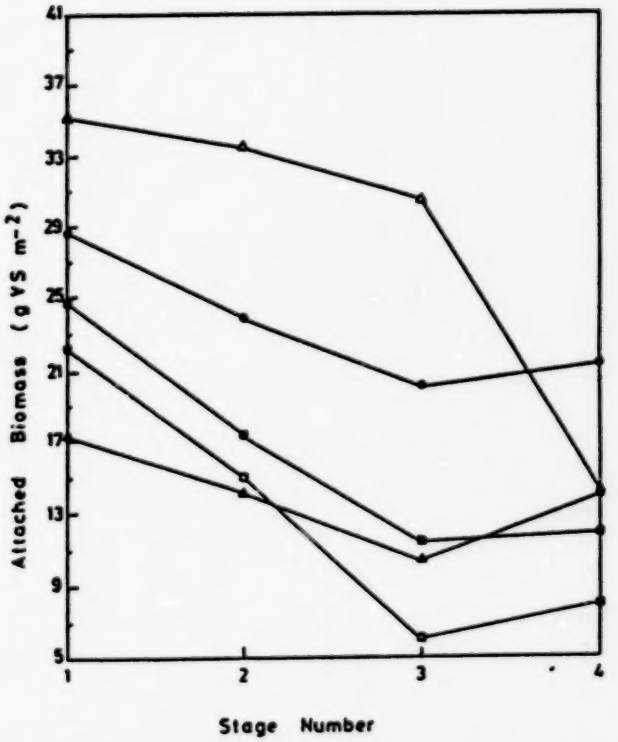


Fig. 4. Attached biomass in the ASFF reactor treating refinery effluent at high loadings (▪ 50 mg l^{-1} alum-pretreated effluent at 40 g COD $m^{-2}d^{-1}$, ▲ 100 mg l^{-1} alum-pretreated effluent at 40 g COD $m^{-2}d^{-1}$, ● raw effluent at 40 g COD $m^{-2}d^{-1}$, ■ 100mg l^{-1} alum-pretreated effluent at 54 g COD $m^{-2}d^{-1}$, Δ raw effluent at 54 g COD $m^{-2}d^{-1}$).

and is mostly present in the first stage where the majority of organic removal occurs. Alum addition prior to the biological treatment resulted in relatively smaller amounts of attached biomass in the system.

ACKNOWLEDGEMENT

The authors are grateful to the Environment Protection Council of Kuwait for research grant No. EPC002 (Kuwait University) and to the staff of the Shuaiba Environmental Protection Centre and the Kuwait National Petroleum Company for their assistance.

REFERENCES

1. APHA, "Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater". 14th Ed., American Public Health Association, Washington, D.C. (1975).

2. Congram, G.E.,"Biodisk Improves Effluent Water Treating Operation". Oil and Gas Journal, Feb. 23, 126-132 (1976).

3. Hamoda, M.F. and Abd-El-Bary, M.F., "Operating Characteristics of the Aerated Submerged Fixed-Film (ASFF) Bioreactor". Water Research, 21, 939-947 (1987).

4. Hamoda, M.F., Hamza, A. and Saad, S., "Treatment of Edible Oil and Soap Processing Wastes". Agricultural Wastes, 8, 51-63 (1983).